



Inês Sofia Ferreira dos Santos

Licenciada em Ciências da Engenharia Química e Bioquímica

Simulação processual das Unidades de Destilação Atmosférica e Fracionamento de Gasolina SR da Fábrica 1 da Refinaria de Sines

Dissertação para a obtenção do grau de mestre em
Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Doutor Hugo Miguel Delgado Carabineiro, Galp Energia

Co-Orientador: Prof. Doutor Mário Fernando José Eusébio, FCT-UNL

Júri:

Presidente: Prof. Doutor Pedro Miguel Calado Simões, FCT-UNL

Arguente: Prof. Doutor José Paulo Barbosa Mota, FCT-UNL

Vogal: Doutor Hugo Miguel Delgado Carabineiro, Galp Energia

Inês Sofia Ferreira dos Santos

Licenciada em Ciências da Engenharia Química e Bioquímica

**Simulação processual e otimização conjunta das unidades
de Destilação Atmosférica e Fracionamento da Fábrica 1 da
Refinaria de Sines**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em Engenharia Química e Bioquímica



Orientador: Doutor Hugo Miguel Delgado Carabineiro, Galp Energia

Co-Orientador: Prof. Doutor Mário Fernando José Eusébio, FCT-UNL

Júri:

Presidente: Prof. Doutor Pedro Miguel Calado Simões, FCT-UNL

Arguente: Prof. Doutor José Paulo Barbosa Mota, FCT-UNL

Vogal: Doutor Hugo Miguel Delgado Carabineiro, Galp Energia

Setembro 2019

Simulação processual e otimização conjunta das Unidades de Destilação Atmosférica e de fracionamento da Fábrica 1 da Refinaria de Sines

Copyright © Inês Sofia Ferreira dos Santos, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade Nova de Lisboa. A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade Nova de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

Agradecimentos

A finalização deste percurso percorrido ao longo dos últimos cinco anos encerra com uma etapa muito importante, a realização da minha dissertação de mestrado, que só foi possível devido à colaboração da Faculdade de Ciências e Tecnologias e da Galp.

Em primeiro lugar, gostaria de agradecer ao Eng.^o Hugo Carabineiro pela oportunidade de realizar este estágio curricular na empresa Galp, em particular na Refinaria de Sines, tornando possível a minha integração na sua equipa. Agradeço toda a atenção prestada ao longo de todo o desenvolvimento do meu trabalho, por toda a transmissão de conhecimento que contribuíram bastante para a minha aprendizagem.

Ao professor Mário Eusébio, uma palavra de especial atenção, reconhecimento e profunda gratidão toda a orientação, disponibilidade, apoio e incansável dedicação que demonstrou, não só no decorrer desta tese, como ao longo dos últimos 2 anos

A todos os colegas com quem tive a oportunidade de interagir na Refinaria de Sines, a toda equipa da Tecnologia e Concessão da Refinação, em particular à Eng.^a Cláudia Cabral por todo o conhecimento alargado transmitido relativamente à unidade de destilação atmosférica, ao Eng.^o Nuno Miranda pela ajuda e interesse prestado numa etapa final do estágio, e ao Eng.^o José Grilo pela simpatia, atenção e boa disposição transmitida ao longo dos 6 meses de estágio. Não esquecendo a equipa do Ambiente e do Processamento de Dados, que sempre se mostraram muito disponíveis para ajudar.

Agradeço a todos os meus amigos que me acompanharam e apoiaram ao longo de todo o meu percurso. Pelo carinho que demonstraram sempre, nestes seis meses longe de casa.

Por último, gostaria de agradecer ao meus pais por agarrarem esta oportunidade comigo e tornarem possível o cumprimento de mais um objetivo, por me motivarem e acreditarem em mim em todas as circunstâncias. O meu muito obrigado, Mãe, Pai, Avó, Ricardo e Eva.

A todos os envolvidos, reitero o meu eterno apreço e dedico esta dissertação.

Resumo

O presente trabalho teve como principal objetivo a construção de um modelo de simulação rigoroso prato-a-prato da unidade de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina SR da refinaria de Sines, recorrendo ao software PetroSIM™.

A etapa inicial incidiu na calibração do modelo, utilizando 1 caso real de operação da unidade de destilação atmosférica, com o propósito de obter uma configuração que reproduzisse eficientemente as condições reais, com menor erro possível.

A segunda etapa, consistiu no modo previsão, em que foram simulados 5 casos reais de crude sour e 2 de crude sweet, com cargas altas e cargas baixas, com o intuito de avaliar a capacidade do modelo prever o desempenho da unidade em condições distintas e validar o modelo de simulação. Concluiu-se que o modelo T2T prevê com qualidade o desempenho da unidade, tendo em conta que o erro cumulativo relativo calculado não excede o valor de 1.

A integração das colunas, desbutanizadora, desetanizadora e splitter de naftas compreendeu a terceira etapa, visando o estudo e otimização conjunta de ambas as unidades. A existência desta ferramenta conjunta permitiu, por fim, a análise de 4 casos de estudo.

Do estudo da estratégia de alimentar os vapores de préflash no prato imediatamente a baixo da extração de petróleo conclui-se que representa uma poupança energética de 8 Gcal/hr nos fornos da unidade, e consequentemente, um lucro de 2,6 milhões de euros anuais.

Relativamente à condução do splitter de naftas com apenas 2 cortes verificou-se que aumentando ligeiramente o refluxo de topo para 2,1, em rácio, os ganhos quantificados em gasolina são de meio milhões de euros por ano, aproximadamente.

As condições ótimas que minimizam a perda de leves em resíduo atmosférico correspondem ao aumento de vapor de stripping e da temperatura de extração do crude do forno para os seus máximos, 21 Ton/hr e 375 °C, respetivamente, aleada a uma redução dos refluxos externos da coluna.

A condição ótima de operação do pumpdown de gasóleo pesado é, efetivamente, o retorno quente, que se traduz num ganho de 1% no rendimento de em gasóleo pesado.

Palavras-Chave: Modelação rigorosa prato-a-prato, PetroSIM™, unidade de destilação atmosférica, unidade de fracionamento de gasolina SR, estratégias de otimização processual

Abstract

The main objective of this work was to construct a rigorous tray-to-tray simulation model of the Atmospheric distillation unit and the SR gasoline fractionation of the Sines refinery, using the PetroSIM™ software.

The initial stage focused on the calibration of the model, using 1 real case of operation of the atmospheric distillation unit, with the purpose of obtaining a configuration that efficiently reproduced the real conditions, with the smallest possible error.

The second stage consisted in the prediction mode, in which 5 real cases of crude sour and 2 of crude sweet were simulated, with high feed and low feed, in order to evaluate the model's capacity to predict the performance of the unit under different conditions and validate the simulation model. It was concluded that the T2T model predicts with quality the performance of the unit, taking into account that the calculated absolute cumulative error does not exceed the value of 1.

The integration of the columns, Debutanizadora, Desetanizadora and splitter of Naphthas comprised the third stage, aiming at the study and joint optimization of both units. The existence of this joint tool finally allowed the analysis of four cases of study.

From the study of the strategy of feeding the *preflash* vapours to the dish immediately under the oil extraction, it is concluded that it represents an energy saving of 8 Gcal/hr in the furnaces of the unit, and consequently a profit of 2.6 million euros annually.

Regarding the conduction of the Naphthas splitter with only 2 cuts it was found that slightly increasing the top reflux to 2.1, in ratio, the quantified gains in gasoline are half a million euros per year, approximately.

The optimum conditions that minimize the loss of light in atmospheric residue correspond to the increase of the vapor of stripping and the extraction temperature of the furnace crude to its Maxima, 21 Ton/hr and 375 °c, respectively, which was claimed to reduce the external refluxs of the Column.

The optimum operation condition of the heavy diesel pumpdown is effectively the hot return, which translates into a 1% gain in the yield of heavy diesel fuel.

Keywords: Rigorous tray-to-tay modelling , PetroSIM™, atmospheric distillation unit, Gasoline SR fractionation unit, process optimization strategies

Índice

1.	Enquadramento e Motivação.....	1
1.1	Introdução	1
1.2	Objetivo	2
1.3	Grupo Galp Energia	3
2.	Revisão Bibliográfica	5
2.2	A Refinaria de Sines Complexo Industrial.....	6
2.3	Análise da qualidade dos produtos da destilação.....	7
2.4	Destilação	12
2.4.1	Características do processo de destilação	12
2.4.2	Colunas de destilação utilizadas na refinação.....	14
2.5.1	Introdução	17
2.5.2	Descrição Processual	19
2.5.3	Considerações de processo e controlo	22
2.6	Unidade de Fracionamento de Gasolina SR da Refinaria de Sines	23
2.6.1	Introdução	23
2.6.2	Descrição Processual	24
2.6.3	Considerações de processo e controlo	26
2.7	Modelação e Simulação de Processos	27
2.7.1	Software PetroSIM – Modelo Distop e T2T.....	28
3.	Materiais e Métodos	31
3.1	Conceitos gerais da construção de um modelo de simulação	31
3.2	Seleção do Modelo Termodinâmico	33
3.3	Simulação da Unidade de Destilação Atmosférica, CDU.....	35
3.3.1	Calibração	36
3.3.2	Previsão	43
3.3.3	Seleção da melhor calibração	43
3.4	Integração da Desbutanizadora, Desetanizadora e Splitter de Naftas	44
3.4.1	Desbutanizadora – CV14	45
3.4.2	Desetanizadora – CV17	47
3.4.3	Splitter de Naftas – CV19	49
3.5	Casos de Estudo	51
3.5.1	Alimentar o vapor de <i>preflash</i> imediatamente abaixo do ponto de extração do petróleo SR.....	51

3.5.2 Estratégia de condução do splitter de naftas, 2 ou 3 cortes.....	52
3.5.3 Condições ótimas que minimizam a quantidade de HC leves no resíduo atmosférico	54
3.5.4 Condições ótimas de operação do pumpdown de gasóleo pesado.....	57
4. Discussão de Resultados	59
4.1 Simulação da Unidade de destilação atmosférica	59
4.1.1 Calibração	59
4.1.2 Previsão	62
4.1.3 Seleção da melhor calibração	66
4.2 Integração das colunas: desbutanizadora, desetanizadora e splitter de naftas.....	68
4.1.3 Desbutanizadora	69
4.1.4 Desetanizadora.....	69
4.1.5 Splitter de Naftas.....	70
4.3 Casos de Estudo	71
4.3.1 Alimentar o vapor de <i>preflash</i> imediatamente abaixo do ponto de extração do petróleo SR.	71
4.3.2 Estratégia de condução do splitter de naftas, 2 ou 3 cortes.....	77
4.3.3 Condições ótimas que minimizam a quantidade de HC leves no resíduo atmosférico	80
4.3.4 Condições ótimas de operação do pumpdown de gasóleo pesado.....	83
5. Conclusões e trabalho futuro	89
6. Referências Bibliográficas	91
7. Anexos.....	95
A 1 – PetroSIM™ Seleção do modelo termodinâmico	95
A 2 – Unidades de Destilação Atmosférica e Fracionamento de Gasolina	97
A 3 – Optimizer.....	98
A 4 – Condições ótimas de operação do pumpdown de gasóleo pesado	99
A 5 – PFD's dos modelos de simulação das unidades de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina.....	100

Índice de Figuras

Figura 1.1 Esquema simplificado do aparelho refinador da Galp.....	3
Figura 2.1 Gama de operação generalizada de uma coluna de destilação atmosférica de fracionamento de crude.....	8
Figura 2.2. Comparação entre as curvas ASTM D86 e TBP para uma amostra de querosene	10
Figura 2.3. Relação entre as correntes de líquido e de vapor numa coluna de destilação	13
Figura 2.4. Comparação entre um fracionamento ideal e um fracionamento pobre..	16
Figura 2.5 Esquema simplificado Unidade de Destilação Atmosférica da Refinaria de Sines. ..	18
Figura 2.6 Configuração Real da CDU(CC-V1) da Refinaria de Sines.....	22
Figura 2.7 Esquema simplificado da unidade de fracionamento de gasolina SR da refinaria de Sines.....	24
Figura 2.8 Main flowsheet e sub-flowsheet da CDU utilizando o software PS.	30
Figura 3.1 Esquema generalizado da modelação da simulação da CDU.	31
Figura 3.2 Esquema ilustrativo das etapas de validação de um modelo de simulação.	32
Figura 3.3 Diagrama de Carlson, decisão na seleção do melhor modelo termodinâmico a aplicar. Parâmetros de interação disponíveis (PID).....	34
Figura 3.4 Escolha do Property Package no PetroSIM™	35
Figura 3.5 Dados recolhidos para construção do modelo da unidade de destilação atmosférica.	36
Figura 3.6 Monitor Page PetroSIM™.	38
Figura 3.7. Sub-Flowsheet do modelo T2T da CDU com 27 pratos.	39
Figura 3.8 - Property balance utility da ferramenta utilities com balanço de massa referente ao dia 30/01/2019.....	40
Figura 3.9 Property balance utility da ferramenta utilities com balanço de massa referente ao dia 30/01/2019.....	40
Figura 3.10. Curvas de destilação reais vs simuladas com 27 pratos correspondentes ao dia 30/01/ 2019.....	41
Figura 3.11 Connections Page da desbutanizadora, PetroSIM™.	45
Figura 3.12 Sub-Flowsheet da desbutanizadora.	46
Figura 3.13 Monitor page da desbutanizadora utilizando os dados do dia 21/12/2016.	46
Figura 3.14 Connections page da desbutanizadora, PetroSIM™.....	47
Figura 3.15 Sub-flowsheet da desbutanizadora.....	48
Figura 3.16. Monitor page da Desetanzadora utilizando os dados correspondentes ao dia 21 de Dezembro de 2016.	48
Figura 3.17 Connections page do splitter de naftas, PetroSIM™.	49
Figura 3.18 Sub-Flowsheet do Splitter de Naftas.	49
Figura 3.19. Monitor page do Splitter de Naftas utilizando os dados correspondentes ao dia 21 de Dezembro de 2016.	50
Figura 3.20 Alteração da configuração da CDU com vapores de <i>preflash</i> alimentados ao prato 12.....	52
Figura 3.21 Monitor page do splitter de naftas com as especificações utilizadas para estudo da estratégia de condução com apenas 2 cortes, base.	53
Figura 3.22 Separador objetivo da secção design da ferramenta optimizer, PetroSIM™.....	55
Figura 3.23 Separador Indep Vars da secção design da ferramenta optimizer, PetroSIM™.....	56
Figura 4.1. Curvas de destilação reais vs simuladas com 28 pratos correspondentes ao dia 30/01/ 2019.....	59
Figura 4.2. Sub-Flowsheet: Configuração final do modelo T2T da CDU utilizando os dados correspondentes ao dia 20 de Janeiro de 2019.....	61
Figura 4.3 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes caso 1.....	63

Figura 4.4 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 2.	63
Figura 4.5 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 3.	64
Figura 4.6 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 4.	64
Figura 4.7 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 5.	65
Figura 4.8 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 6.	65
Figura 4.9 (1,2,3,4,5,6,7) - Rendimentos mássicos dos produtos da destilação atmosférica: ...	66
Figura 4.10 Curvas de Destilação Reais vs Simuladas obtidas no modo calibração do Splitter de Naftas.	71
Figura 4.11 Resultados dos Rendimentos obtidos no teste em relação aos resultados base. ...	72
Figura 4.12 Resultados das densidades dos cortes obtidos no teste em relação aos base.	72
Figura 4.13 Resultados das curvas de destilação obtidas no teste em reação às simuladas. ..	73
Figura 4.14 Perfil de Líquido base vs perfil de líquido observado no teste.	74
Figura 4.15 Perfil de vapor base vs perfil de vapor observado no teste.	74
Figura 4.16 Perfil de temperatura base vs perfil de temperatura observado no teste.	75
Figura 4.17 Resultados dos rendimentos obtidos no teste – 2 cortes.	77
Figura 4.18. Resultados das curvas de destilação obtidas no teste – 2 cortes.	77
Figura 4.19 Resultados dos rendimentos obtidos no teste - 2 cortes, rácio de refluxo 2,1.	78
Figura 4.20 Resultados das curvas de Destilação obtidas no teste - 2 cortes, rácio de refluxo 2,1.	79
Figura 4.21 Rendimentos obtidos recorrendo ao algoritmo COBYLA do optimizer.	80
Figura 4.22 Rendimentos obtidos recorrendo ao algoritmo Ipopt do optimizer.	81
Figura 4.23 Rendimentos obtidos recorrendo ao algoritmo Xpress-SLP do optimizer.	81
Figura 4.24 Curvas de destilação ótimas obtidas com a otimização utilizando o algoritmo Xpress-SLP.	82
Figura 4.25 Gráfico comparativo dos rendimentos obtidos para a situação 1(PD quente) vs situação 2 (PD frio).	83
Figura 4.26 Gráfico comparativo das curvas de destilação obtidas na situação 1 (PD quente) vs situação 2 (PD frio).	84
Figura 4.27 Perfil de líquido na CDU em operação com PD quente vs PD frio.	85
Figura 4.28 Perfil de vapor na CDU em operação com PD quente vs PD frio.	86
Figura 4.29 Perfil de temperatura na CDU em operação com PD quente vs PD frio.	86
Figura 7.8 PFD do modelo de simulação T2T base fornecido pela KBC de uma unidade de destilação atmosférica, PetroSIMTM.	100
Figura 7.9 PFD do modelo de simulação das unidades de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina SR, PetroSIM™.	101

Índice de Tabelas

Tabela 2.1. Classificação de crudes de acordo com grau API, Galp.....	11
Tabela 3.1. Condições Operatórias da CDU.....	42
Tabela 3.2 Variáveis que constituem a função objetivo.....	54
Tabela 3.3 Variáveis independentes inseridas no optimizer e respetivas gamas de otimização e tamanho do passo.	55
Tabela 4.1 Condições operatórias da coluna com 27 pratos vs coluna com 28 pratos.	60
Tabela 4.2 Resultados do Erro Relativo de cada dia calculado ao conjunto de fatores de calibração e respetiva função objetivo.	67
Tabela 4.3 Erro relativo entre dados reais e simulados da CV-14, utilizando os dados referentes ao dia 21-12-2016.	69
Tabela 4.4 Erro relativo entre dados reais e simulados da CV-17, utilizando os dados referentes ao dia 21-12-2016.	70
Tabela 4.5 Erro relativo entre dados reais e simulados da CV-19, utilizando os dados referentes ao dia 21-12-2016.	70
Tabela 4.6. Análise da poupança de energia fornecida ao forno.	75
Tabela 4.7 Cálculo do ganho final de rendimentos em milhões de euros por ano.	76
Tabela 4.8 Cálculo do ganho em milhões de euros anuais com a implementação da estratégia estudada.	79
Tabela 4.9 Valores das variáveis independentes ótimos.	82
Tabela 4.10 Cálculo do ganho de rendimento de GOP em milhões de euros anuais da operação com pumpdown de GOP quente.	87
Tabela 7.1 Gama de temperatura e pressão admitida para o método de PR e de SRK.	95
Tabela 7.2. Equações de estado do modelo de Peng Robinson.....	96

Índice de Equações

Equação 1. Grau API	11
Equação 2. Eficiência Global	14
Equação 3. Eficiência de Murphree	14
Equação 4. Cut Point	15
Equação 5. Grau de fracionamento.	16
Equação 6 - Erro relativo da Propriedade x	43
Equação 7. Erro relativo dia	44
Equação 8 – Quantificação de calor consumido poupado.....	76
Equação 9 - Termo de conversão de energia consumida em quantidade gás natural	76

Lista de Abreviaturas, Siglas e Acrónimos

ASTM – *Association Society for Testing and Materials*

API – Escala hidrométrica criada pelo *American Petroleum Institute*.

CS – *Chao – Seader*

CDU – *Crude Distillation Unit*

GS – *Grayson - Streed*

GOL – Gasóleo Ligeiro

GOP – Gasóleo Pesado

GC – Gas Chromatography

HC - Hidrocarbonetos

LKP – *Lee-Kesler-Plocker*

NRTL – *Non-Random Two-Liquid*

PA – Pumparound

PD – Pumpdown

PFD – *Process Flow Diagram*

PR – *Peng-Robinson*

PS - *PetroSIM*

PSRK – *Predictive Soave-Redlich-Kwong (regra de mistura)*

RAT – Resíduo Atmosférico

SR – Straight Run

STR – *Schwatentruber-Renon*

SRK – *Soave Redlich Kwong*

T2T – Prato-a-Prato

TBP – True Boiling Point

UNIFAC – *Universal Quasi-Chemical Functional Group Activity Coefficient*

UNIQUAC – *Universal Quasi Chemical*



1. Enquadramento e Motivação

1.1 Introdução

Na indústria química, a refinação do petróleo é considerada uma das indústrias mais importantes e competitivas.

Atualmente, este setor enfrenta na Europa, o crescente cumprimento de regulamentos rigorosos e exigentes, o que obriga, à tomada de medidas que visam o aperfeiçoamento dos processos já existentes para o fabrico de produtos de alto valor acrescentado, por serem produtos com maior procura e tendo por objetivo a redução dos custos de operação e aumento da margem de negócio [1].

Desta forma, torna-se fulcral a criação de modelos de simulação que permitam estudar os processos e analisar alternativas que visam a otimização do desempenho dos processos de refinação.

O crude ou petróleo bruto, é a principal matéria – prima do sector. As suas características variam consoante a sua origem geológica, e tendo em consideração o elevado consumo que se vem verificando de forma continuada e, consequentemente a procura de novos poços de extração, impõe o processamento do crude com componentes diversificados pelas unidades das refinarias, originando a crescente necessidade de existirem unidades capazes de operar em condições diversificadas.

A grande oscilação do preço do crude ao longo do tempo tem impacto direto nos seus grandes consumidores, justificando-se toda a redução possível dos custos com o seu processamento. Desde a década de 80, o preço do crude sofre inúmeras variações, devido às oscilações da oferta e da procura e também por questões políticas: em 1980 o seu valor foi igual a 35 US\$ por barril; em 2012, 110 US\$ por barril, o maior valor alguma vez registado; e no ano corrente, 70 US\$ por barril [2].

Acresce ainda que, as especificações impostas para os produtos petrolíferos têm sofrido alterações sucessivas, impondo-se o seu cumprimento tendente à sua possível comercialização.

A modelação computacional permite testar casos hipotéticos que possam ocorrer nas diferentes unidades e possíveis modificações, sem que seja necessário efetuar os testes nas unidades reais, de forma a evitar custos acrescidos.



Na indústria química a utilização de modelos de simulação capazes de reproduzir as suas unidades têm crescido nos últimos anos. A simulação processual é a representação de um determinado processo químico por um modelo matemático, visando a monitorização e análise da performance do mesmo [1].

Um dos objetivos principais da refinaria é aumentar o rendimento das suas unidades em conjunto com a redução dos custos agregados, tanto ao nível das alterações dos consumos energéticos, como também, os procedimentos de manutenção ou mudanças nos projetos existentes.

1.2 Objetivo

O objetivo deste estágio é criar um modelo de simulação rigoroso prato-a-prato da unidade de destilação atmosférica e de fracionamento de Gasolina SR. A construção de um modelo de simulação validado, capaz de reproduzir o comportamento da coluna de destilação atmosférica, CDU real, denominada como *Digital Twin*, visando o estudo de estratégias ótimas de operação nos casos de estudo a realizar. A integração das três colunas de fracionamento dos *light ends*, a desbutanizadora, a desetanizadora e o *splitter* de naftas da unidade de fracionamento de Gasolina SR, teve por finalidade obter um modelo completo de modo a ser analisada a operação conjunta destas unidades, recorrendo ao simulador *PetroSIM™* da KBC.

Numa fase inicial, o objetivo principal é criar um modelo T2T válido, capaz de prever diversas condições de operação. Seguidamente, serão estudados 4 casos de estudo, visando a maximização da eficiência energética da coluna de destilação atmosférica e a otimização do fracionamento e rendimento da unidade. A importância da modelação rigorosa T2T é a sua utilização pelos engenheiros de processo como ferramenta de monitorização ativa e *troubleshooting*, para melhoria da performance da unidade.

De modo a alcançar os objetivos propostos, foram traçadas várias etapas para a sua resolução:

- Definição da Alimentação: para definir a alimentação da unidade na simulação, recorreu-se à base de dados da refinaria (*Backblend front-to-back*);
- Calibração e Validação do modelo T2T;
- Previsão e análise da capacidade do modelo em condições distintas;
- Avaliação do desempenho (desvios);
- Integração da desbutanizadora, desetanizadora e *splitter* de naftas;

- Casos de estudo:

1. Alimentar o vapor de *Preflash* ao prato imediatamente a baixo do prato de extração de Petróleo SR, visando melhoria da eficiência energética.
2. Estratégia de condução do Splitter de Naftas: 2 ou 3 cortes;
3. Condições ótimas que minimizam a quantidade de leves presentes no RAT;
4. Condições ótimas de operação do *pumpdown* de GOP.

1.3 Grupo Galp Energia

A Galp energia, é um dos principais grupos nacionais no setor energético e líder no mercado dos combustíveis fósseis e refinação de crude. A exploração, refinação e comercialização de produtos petrolíferos são os vetores dominantes da atividade do grupo. O grupo é resultado de várias fusões e integrações de várias empresas, devido a uma sucessão de acontecimentos económicos, políticos e sociais [3].

Em Portugal, existem duas refinarias pertencentes ao grupo Galp:

A Refinaria de Sines e a Refinaria de Matosinhos. Estas são geridas de forma integrada visando maximizar a margem de refinação. Toda a atividade do sector provém destas duas refinarias que, em conjunto, formam um complexo refinador integrado e competitivo, que detêm uma capacidade de processamento de 330 mil barris de crude, por dia [3].

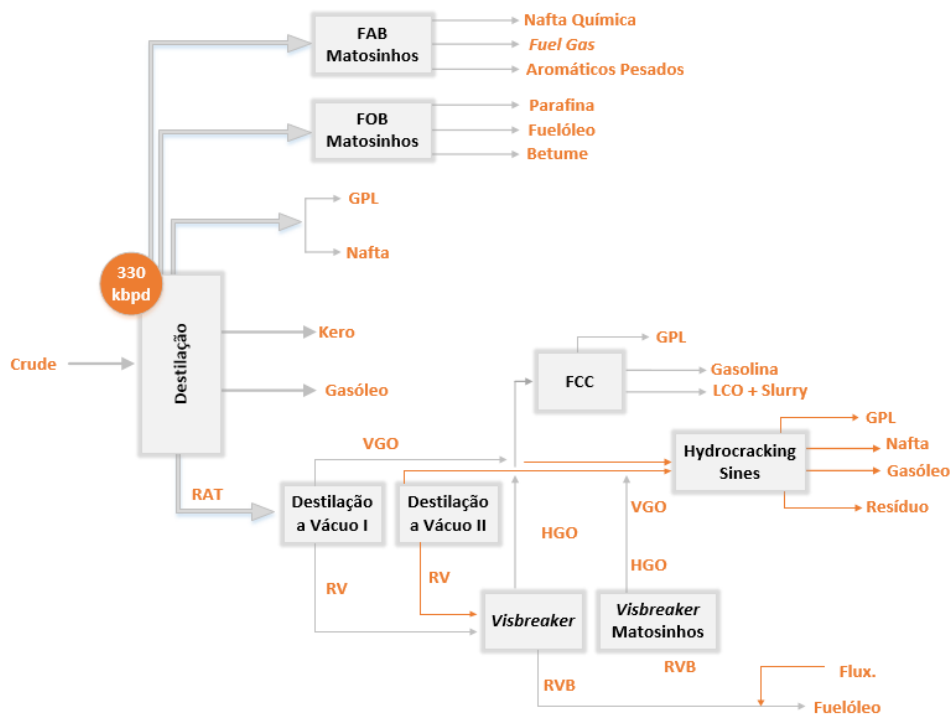


Figura 1.1 Esquema simplificado do aparelho refinador da Galp. Adaptado de [3].





2. Revisão Bibliográfica

2.1 Processo de Refinação

O crude é constituído por uma variedade enorme de diferentes tipos de hidrocarbonetos. O processo de refinação tira partido das diferentes densidades, volatilidades e temperaturas de ebulição dos seus constituintes visando a sua separação em diferentes unidades, originando produtos finais de alto valor acrescentado e comercializáveis no mercado.

No geral, a separação do crude é um processo que consiste em quatro grandes etapas de refinação:

- Separação física dos diversos componentes presentes no crude recorrendo à destilação;
- Purificação de produtos intermédios nas unidades de pré-tratamento;
- Processamento químico das frações de menor valor em produtos mais leves, valorizáveis;
- Tratamento e mistura de produtos intermédios por remoção de compostos indesejáveis presentes para integração em produtos finais [3].

Processos como a destilação e a extração, são processos de separação, em que a carga é separada de acordo com as diferenças das propriedades físicas ou químicas dos diversos componentes [4]. A primeira etapa de refinação do crude realizada nas unidades de destilação, em que o crude é fracionado em produtos diferentes de acordo com o intervalo de destilação específico, que sofrerão outros tratamentos nas unidades a jusante.

As unidades de cracking visam a conversão de hidrocarbonetos pesados em produtos mais leves e de maior valor de mercado, com base em processos químicos catalíticos ou não, favorecendo a produção de altos rendimentos em combustíveis. Estas unidades trazem altos benefícios às refinarias fornecendo flexibilidade operacional, beneficiando do processamento de crudes mais pesados.

Unidades de reforming catalítico e de alquilação convertem compostos de baixa qualidade, reorganizando a sua estrutura molecular dando origem a produtos apreciáveis.

A última etapa pertence ao tratamento e remoção de contaminante da carga, em que não ocorre alterações significativa na composição de hidrocarbonetos, mas sim recorre a processos como lavagens e hidrotatamento [5].

Regra geral, as refinarias são divididas em duas categorias principais:

As refinarias mais simples, que executam principalmente o processo de destilação, sendo estas refinarias simples de *hydroskimming* como é exemplo a refinaria de Matosinhos;



As refinarias mais complexas, onde são desenvolvidas duas funções adicionais: a conversão das frações de hidrocarbonetos provenientes da destilação do crude noutros produtos, e o tratamento de produtos intermédios com a finalidade de serem obtidos produtos leves de maior valor. Neste caso, a refinaria de Sines enquadra-se nesta segunda categoria, dado que dispõem de unidades de *cracking* catalítico e *hydrocracking*.

Numa refinaria, a destilação atmosférica é geralmente a primeira grande etapa do processo, tornando-se fundamental a obtenção de produtos com as especificações pretendidas para poder prosseguir para as unidades de tratamento a jusante.

2.2 A Refinaria de Sines | Complexo Industrial

A refinaria de Sines iniciou as operações a 15 de Setembro de 1978, com a configuração de uma refinaria simples de *hydroskimming*. Em 2013, foi realizado um grande projeto de conversão. Atualmente, o complexo é constituído também por uma unidade de *hydrocracking* e ainda uma unidade de *fluid catalytic cracking* [3].

O complexo da refinaria de Sines está munido com a mais sofisticada tecnologia da indústria petrolífera, em termos operacionais e aliada às preocupações da proteção do meio ambiente [3].

A refinaria detém uma capacidade de destilação de 220 mil barris por dia, tornando-a a principal refinaria do país, responsável por 70% de toda a operação de refinação . Atualmente, é um dos maiores exportadores de produtos petrolíferos em Portugal. A sua favorecida localização costeira e as distintas infraestruturas do porto de Sines, beneficiam o aprovisionamento do crude e a exportação dos produtos [3].

O complexo é constituído por 34 unidades processuais que ocupam uma área de 320 hectares. O processo de refinação está dividido em Fábrica I, Fábrica II, Fábrica III, Fábrica de Utilidades e Central de cogeração. Todo o processo conta com a operação conjunta destas unidades por fases evolutivas.

Fábrica I

A fábrica 1 corresponde ao início de operação e engloba as unidades de destilação atmosférica e destilação sob vácuo I visando a separação do crude em frações, bem como unidades de tratamentos destas, entre as quais as unidade de *merox* e hidrotratamento, e por último a unidade de produção de hidrogénio, *steam reforming* e a unidade de conversão *platforming*. Os produtos resultantes desta fábrica são gases leves, gasolina, *jet*, gasóleo e fuelóleo.



Fábrica II

A fábrica II é constituída pela unidade de destilação de vácuo II, o *visbreaker*, a unidade de *cracking* catalítico em leito fluidizado (FCC) e a unidade de alquilação. O FCC tem a capacidade de transformar gasóleo de vácuo, por meio de um processo de *cracking* catalítico, em fuel gás, gasolina, gasóleo leve e *slurry*.

Fábrica III

Na fábrica III estão reunidas as unidade de *hydrocraker*, de *steam reforming* e a unidade de recuperação de enxofre. A unidade de *hydrocraker* converte gasóleo de vácuo em produtos mais leves e com alto valor no mercado, representado uma peça chave desta refinaria.

Fábrica de Utilidades

Esta fábrica é responsável por produzir e distribuir uma ampla variedade de utilidades, entre as quais, energia elétrica, vapor de água, água de refrigeração, ar comprimido, água desmineralizada e água potável. O tratamento de condensados é realizado nesta fábrica.

Central de cogeração

A central de cogeração tem como finalidade a produção de vapor e energia elétrica para toda a refinaria, exportando o remanescente para a rede elétrica nacional.

2.3 Análise da qualidade dos produtos da destilação

Curvas de destilação

Os componentes puros são caracterizados por um único ponto de ebulição. No caso de misturas de componentes, a temperatura a que ocorre a vaporização da mesma, varia do ponto de ebulição do componente mais volátil, até ao ponto de ebulição do componente menos volátil. No entanto, o ponto de ebulição de uma mistura definida pode ser representada por determinados pontos de ebulição dos componentes que integram a mistura. Os testes de destilação submetidos ao crude ou a uma fração baseiam-se na obtenção da curva de distribuição de temperaturas de ebulição, caracterizando a respetiva volatilidade. Desta forma, o intervalo de destilação obtido revela a composição de uma amostra e o seu desempenho durante o processo de refinação [6].

Com o objetivo de se avaliar a qualidade do fracionamento entre os diversos produtos, utilizam-se as curvas de destilação que representam a temperatura de ebulição em função da percentagem destilada em volume. Nos testes efetuados é medido o ponto de ebulição inicial (IBP), característico de componente mais leve e o ponto de ebulição final (FBP), restringindo o intervalo de destilação. Os pontos intermédios em geral correspondem às percentagens



destiladas de 5,10,20,30,40,50,60,70,90,95 e 100. Existem diversos testes padrão realizados tanto às frações da destilação como também ao crude bruto.

Na unidade de destilação, os pontos de corte de uma fração variam conforme a configuração da coluna e os rendimentos que visam obter. Estes pontos correspondem às temperaturas IBP e FBP. No entanto, geralmente os pontos de corte e as frações produzidas correspondentes podem ser apresentados por temperaturas comuns, sendo que geralmente podem ser considerados como ilustrado na Figura 2.1.

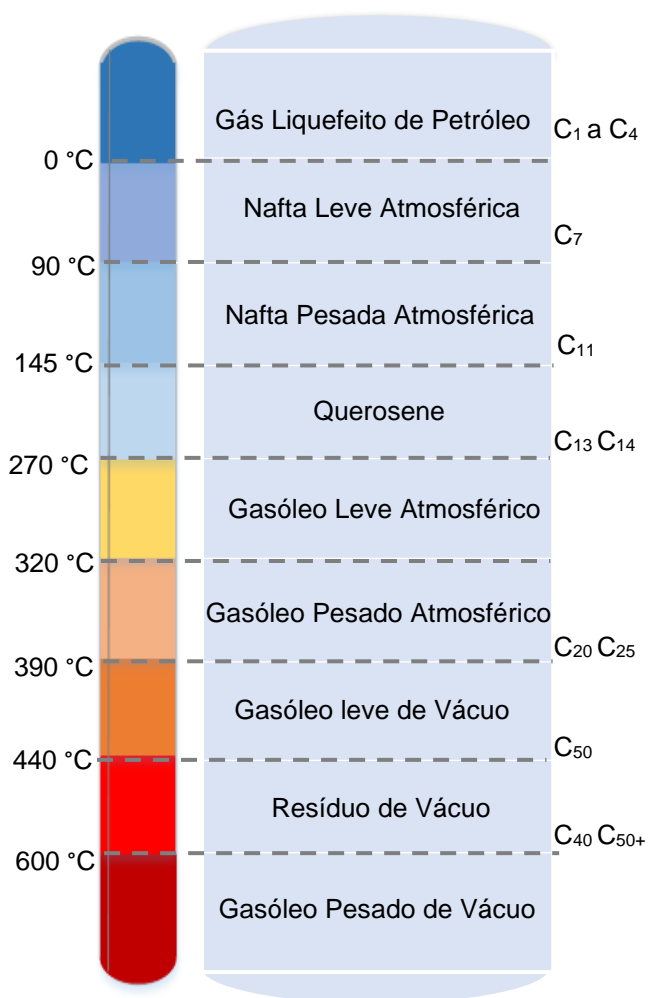


Figura 2.1 Gama de operação generalizada de uma coluna de destilação atmosférica de fracionamento de crude, adaptado de [7].

Método ASTM (American Society For Testing and Materials)

Os métodos para a obtenção das curvas de destilação ASTM são realizados recorrendo a um equipamento constituído por uma coluna de destilação descontínua com apenas um andar de equilíbrio e sem refluxo externo. O teste é realizado a pressão atmosférica com 100mL, utilizando uma amostra. A simplicidade e rapidez com que é realizado este tipo de destilação,



confere a estes métodos facilidade de aplicação, tornando-os amplamente utilizados pelas refinarias para monitorizar frações específicas [8,9].

No caso das frações com pontos de ebulição mais baixos, como a gasolina, o petróleo, o gasóleo leve, o gasóleo pesado atmosférico, a destilação é efetuada segundo o método ASTM D86, recorrendo a temperaturas até os 400°C e a pressão atmosférica [9].

Relativamente às frações mais pesadas, como o resíduo atmosférico, são tidas em conta as reações de *cracking*, resultantes da sua instabilidade térmica. A destilação é realizada sob vácuo, recorrendo ao método ASTM D 1160, sendo que as amostras submetidas são parcialmente ou totalmente vaporizadas até 400°C e a pressões reduzidas [9].

Os resultados obtidos pelos métodos de destilação ASTM são mais simples. No entanto, têm a desvantagem de reproduzirem resultados pouco precisos devido ao grau de fracionamento pobre, afetando os valores de IBP e FBP, o que conseqüentemente se revela numa IBP maior e uma FBP menor do que as consideradas numa curva TBP, como ilustrado na Figura 2.2.

Método TBP (*True boiling Point*)

O método designado por *True Boiling Point* é o que fornece os resultados de separação mais próximos de uma separação real. O TBP consiste num teste de destilação descontínua, descrito pelo método ASTM D 2892 e é efetuado numa coluna constituída por quinze a dezoito pratos teóricos, com alta taxa de refluxo (5:1). As frações obtidas por este método são, o gás liquefeito, frações de destilados e resíduo, a sua utilização possibilita determinar os rendimentos em volume e peso correspondentes a cada uma das frações obtidas e gerar a curva de destilação. A curva de destilação representa a distribuição dos pontos de ebulição dos compostos praticamente puros, contribuindo assim para uma medida mais precisa da composição da mistura [6,8].

O teste ASTM D 2892 é aplicado a crudes desbutanizados e a frações petrolíferas, à exceção de gás de petróleo liquefeito (GPL), gasolinas muito leves e frações com pontos de ebulição superior a 400°C. Para frações com pontos de ebulição inferiores a 340°C, a destilação ocorre à pressão atmosférica, sendo que a temperaturas superiores, o resíduo sofre craqueamento térmico. Assim sendo, o resíduo é destilado sob vácuo (1-10 mmHg) prosseguindo a destilação até que este atinja um ponto de ebulição de 535°C [6].

As desvantagens da utilização deste método é o elevado tempo despendido na realização da análise completa (aproximadamente 48 horas) e o custo associado.

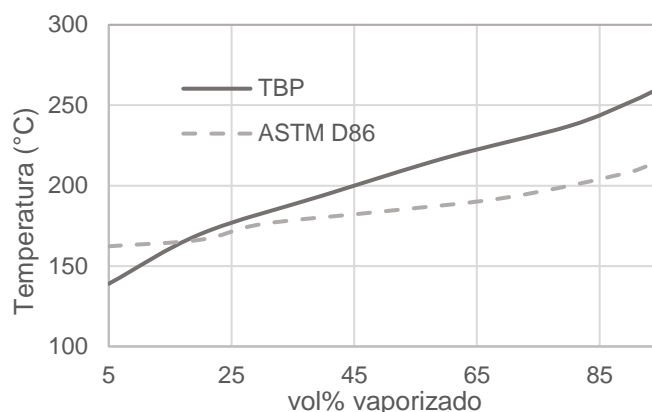


Figura 2.2 Comparação entre as curvas ASTM D86 e TBP para uma amostra de querosene adaptado de [8].

Destilação simulada por cromatografia em fase gasosa (GC)

A destilação ASTM D86 apesar de ser um método simples e conveniente, não é um método preciso e reprodutível. Por esta razão, uma alternativa é o método por cromatografia gasosa (GC), distinto por ser um método rápido e robusto para determinar a curva TBP e prever rendimentos. Na prática é utilizado para guiar e controlar a destilação TBP, por análise dos volumes retomados e como estimativa dos rendimentos das respectivas frações obtidas [8].

Neste teste, a mistura é separada nos seus componentes individuais, conforme a atração relativa dos mesmos para uma fase estacionária e uma fase móvel. A fase estacionária, é um líquido que proporciona a distribuição dos componentes entre as duas fases, através da diferença de volatilidade. A metodologia utilizada consiste na injeção de uma pequena amostra de líquido numa zona aquecida da coluna, a alta temperatura vaporiza a amostra que é transportada por gás inerte, ou gás de arraste, como hélio ou hidrogénio. Através da fase móvel os componentes da amostra deslocam-se a diferentes velocidades de migração, devido ao grau de interação de cada um com a fase estacionária.

A análise qualitativa com a GC consiste na comparação entre os tempos de retenção de cada componente, com tempos de retenção de referência de uma mistura em que a sua constituição em hidrocarbonetos é conhecida (amostra padrão) [10].

Densidade | Grau API

A densidade é uma das principais características atribuídas ao crude ou a uma fração petrolífera, esta fornece a indicação do seu comportamento durante o processamento.

Nesta indústria, a densidade é geralmente expressa pelos termos da densidade API. O GRAU API é uma escala hidrométrica criada pelo *American Petroleum Institute* (API, usada para medir a densidade relativa e é obtido pelo rácio entre a densidade (ou massa volumétrica) da



amostra e a densidade da água pura (API 10°). O grau API, varia inversamente à densidade relativa, isto é, quanto maior a densidade relativa, menor o grau API [8].

Equação 1. Grau API

$$API (^{\circ}) = \frac{141,5}{densidade\ relativa_{15^{\circ}C}} - 131,5$$

Por norma, crudes mais leves, com um grau de API elevado, têm maiores rendimentos em gasolina e destilados médios, sendo que são mais valorizados que os crudes com API inferior. O grau API permite classificar os diferentes tipos de crude. A Tabela 2.1 descreve a escala utilizada pela Galp.

Tabela 2.1 Classificação de crudes de acordo com grau API, Galp.

Classificação	API (°C)
Leve	>36
Médio	28 - 36
Pesado	<28

Para determinar a massa volumétrica, densidade relativa e densidade API, existem diversos métodos laboratoriais normalizados utilizados. Para caracterização das frações petrolíferas estudadas neste trabalho recorreu-se ao teste ASTM D 4052, para destilados médios, o qual permite determinar as suas densidades. O teste é aplicado a líquidos com pressão de vapor inferiores a 600 mmHg e viscosidades menores que 15 000 cSt , à temperatura à qual é realizado o teste [11]. O procedimento começa pela introdução de um pequeno volume de amostra num tubo oscilante, em que a variação de massa no tubo resulta numa mudança na frequência das oscilações. Em conjunto com os dados de calibração, é possível determinar a densidade da amostra [11].

Ponto de Inflamação (*flash point*)

O ponto de inflamação das frações de crude corresponde à menor temperatura à qual é necessário submeter um produto petrolífero líquido para que ele emita, em condições PTN, vapores em quantidade suficiente para que estes inflamem quando em presença de uma fonte externa de calor. A importância desta propriedade reside na segurança das operações de transporte e armazenagem, visto que se relaciona diretamente com a pressão de vapor [8].

Existem diversos métodos para determinar o ponto de inflamação de frações petrolíferas: os mais utilizados são o ASTM D 56 (< 80°C) e ASTM D 93 (> 80°C) [8], sendo também estes os aplicados nas análises da refinaria.



Em relação a esta propriedade, não foram utilizadas quaisquer análises neste trabalho, sendo apenas utilizados os valores para cálculo de desvios, de modo a garantir a consistência dos resultados da simulação.

Ponto de Orvalho (*Dew point*)

A temperatura do topo da coluna deve ser controlada para que seja superior (entre 14°C e 17°C) da temperatura de *dew point* da água, de maneira a que a pressão a que se encontra o topo da coluna não resulte na condensação do vapor de água. A presença de água no topo da coluna pode originar a formação de ácido clorídrico que provoca a corrosão do material da coluna [10].

Pseudo Componentes

Cálculos que envolvam crude e frações petrolíferas requerem a composição de cada corrente processual. Tendo em conta que a maioria dos componentes reais não são conhecidos, as frações de petróleo são caracterizados como uma mistura de pseudo componentes discretos com intervalos de pontos de ebulição definidos ou pontos de corte na curva de destilação TBP [6]. Cada pseudo componente corresponde a vários compostos reais desconhecidos (entre eles, parafinas, naftenos e aromáticos), que entram em ebulição num determinado intervalo de temperatura.

2.4 Destilação

2.4.1 Características do processo de destilação

Para que ocorra uma separação, tem que haver uma diferença numa dada propriedade química ou física, entre os vários componentes existentes na alimentação. A esta diferença dá-se o nome de força motriz, que é responsável pela separação. No caso da destilação, a força motriz é a pressão de vapor dos vários componentes da mistura a separar.

Na destilação, a afinidade é a maior volatilidade dos componentes a serem separados quando comparada com as dos restantes componentes da corrente inicial, havendo transferência de calor para a corrente inicial. Esta diferença de volatilidade faz com que os componentes mais voláteis passem para a fase de vapor [4].



Destilação Flash

É comumente utilizada nas refinarias, e, geralmente, é responsável pelo primeiro tratamento da mistura de crude, no qual as duas correntes produzidas são submetidas a tratamento de destilação subsequentes nas unidades a jusante.

A destilação *flash* é o caso mais simples de uma separação por destilação. Geralmente, a corrente de alimentação (líquido) é aquecida num permutador de calor, passando depois por um “*flash* adiabático”, ou seja, uma despressurização rápida que dá origem a duas correntes saturadas: uma de líquido e outra de vapor, em equilíbrio [12]. Esta destilação permite facilmente a separação e remoção das duas fases.

Eficiência dos Pratos

O conceito de andar de equilíbrio presume que o vapor e o líquido que saem do andar se encontram em equilíbrio termodinâmico, ou seja, o vapor que abandona um determinado prato está em equilíbrio com o líquido que cai para o prato imediatamente a baixo, como mostra a Figura 2.3. Esta hipótese pressupõe que os pratos operam com uma eficiência de cem por cento [4].

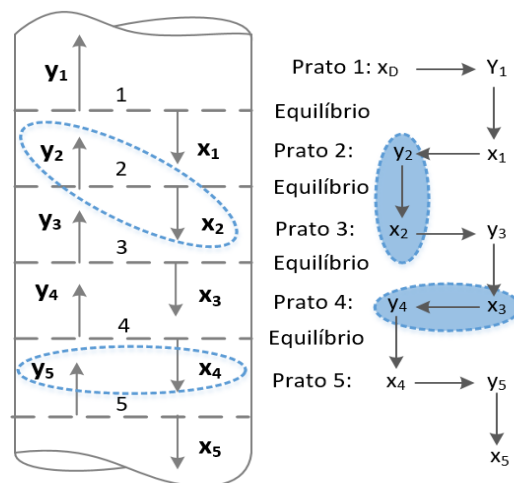


Figura 2.3 Relação entre as correntes de líquido e de vapor numa coluna de destilação, adaptado de [4].

Na realidade, este comportamento ideal não se verifica, existem sempre desvios das condições ideais devidos a diversos fatores, tais como o tempo insuficiente de contacto entre as duas fases ou mistura deficiente. O cálculo dos pratos de uma coluna de destilação é geralmente realizado por pratos teóricos. O número de pratos teóricos requeridos para a separação é dividido pela eficiência global da coluna de modo a obter o número de pratos reais necessários [4], pela Equação 2.



Equação 2. Eficiência Global

$$E_{global} = \frac{\text{Número de andares teóricos}}{\text{Número de andares reais}} < 1$$

A eficiência pode ser referida a cada prato individualmente, designando-se por eficiência de *Murphree*, definida pela Equação 3.

Equação 3. Eficiência de *Murphree*

$$E_{MV} = \frac{y_R - y_{n-1}}{y_n^* - y_{n-1}}$$

No caso, foi realizada a operação inversa em que dado o número de pratos reais da coluna de destilação existente foi admitida uma eficiência de setenta por cento desde o topo até à zona de *flash* e de cinquenta por cento na zona de fundo da coluna.

2.4.2 Colunas de destilação utilizadas na refinação

As colunas de destilação utilizadas na indústria da refinação, nomeadamente as colunas de destilação atmosférica e as colunas de vácuo, têm particularidades distintas das colunas de destilação convencionais.

Pumparound/ Pumpdown

Uma das características incomuns das unidades de fracionamento de crude é a utilização de *pumparounds* para gerar refluxo interno na coluna. As zonas de *pumparound* não contribuem diretamente para o fracionamento, no entanto, o refluxo interno confere impacto enorme na qualidade da separação.

Os *pumparounds* têm o objetivo de retirar calor à coluna. Uma fração de líquido é retirado da coluna, arrefecido num circuito de permuta de calor externo e em seguida retorna a ser alimentado ao prato imediatamente a cima do prato de extração. Consequentemente arrefece e condensa parcialmente os vapores ascendentes na coluna, aumentando a eficiência do processo de destilação. Os *pumpdowns* são em tudo semelhantes aos *pumparounds*, no entanto, são re-injetados no prato a baixo do prato de extração [13].



Strippers Laterais

As unidades de fracionamento de crude recorrem aos strippers laterais, cuja função principal é melhorar seletivamente a qualidade de fracionamento entre o destilado lateral e a fração de destilado extraído a cima. A severidade de operação do stripper lateral separa progressivamente os componentes mais leves presentes na fase líquida, isto é, concentram os componentes menos voláteis no fluxo líquido e removem os componentes mais leves presentes na fase líquida por intermédio de uma injeção de calor [14]. O caudal de vapor de stripping é controlado de modo a manter o ponto de fulgor do produto [6].

Similarmente às colunas de destilação atmosférica, os *strippers* possuem andares de equilíbrio (pratos) para proporcionar contacto entre o vapor e o líquido. Os vapores produzidos que se encontram no topo da coluna são encaminhados de volta para a coluna de destilação.

A eficiência de um *stripper* lateral corresponde a eficiência média dos pratos nele existentes e influencia a quantidade de fração leve de produto que retorna a coluna e a queda de temperatura do mesmo [6].

Cut Point

Os pontos de corte, *cut points*, na CDU são controlados pela temperatura de vapor de topo que determina quanto vapor segue para o condensador para produção de nafta leve e pelos caudais dos vários produtos laterais ou produtos dos *strippers* secundários. O controlo do nível de resíduo atmosférico dentro da coluna, determina o seu caudal, e, portanto, o seu ponto de corte inicial. Alterar a taxa de *drawoff* de qualquer produto afeta os pontos de corte dos produtos mais pesados abaixo desse, ou seja, se for diminuído o caudal de querosene irá diminuir o seu FBP (torná-lo mais leve) e consequentemente irá modificar o corte inicial do gasóleo leve, do gasóleo pesado e do resíduo atmosférico. O caudal de resíduo, a taxa de refluxo interna, as temperaturas de *drawoff* e os *pumparouns* também serão afetados.[6]

O *cut point* entre duas frações adjacentes pode ser calculado pela seguinte equação [13],

Equação 4. Cut Point

$$Cut\ point = \frac{ASTM_{95vol\%} Produto\ leve - ASTM_{5\ VOL\%} Produto\ pesado}{2}$$

Fracionamento: GAP/Overlap

O grau de fracionamento de uma unidade de destilação de crude é determinada pelo afastamento (*gap*) ou sobreposição (*overlap*) entre dois produtos laterais adjacentes. No caso de um fracionamento ideal, não existiria afastamento nem sobreposição entre os produtos e o

ponto final do produto mais leve coincidiria com o ponto inicial do produto mais leve [6]. No entanto, a idealidade no fracionamento não acontece, na realidade, é possível determinar a sobreposição ou afastamento das frações utilizando o teste de destilação ASTM.

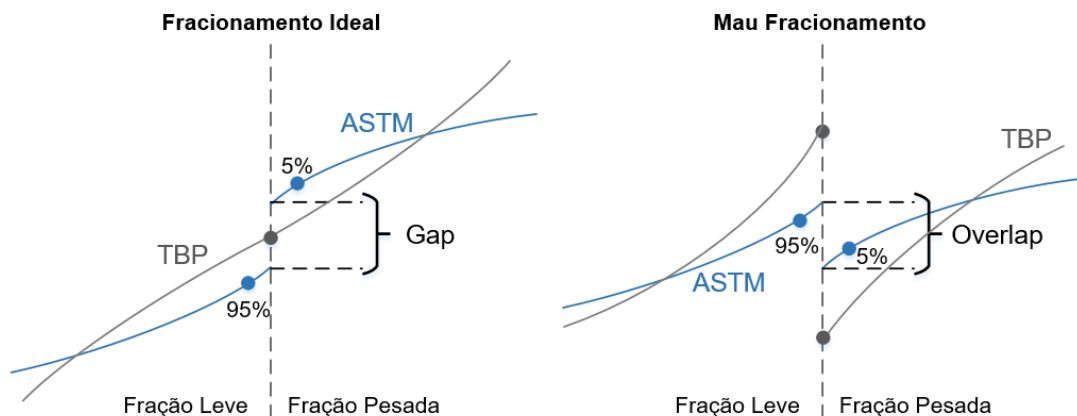


Figura 2.4 Comparação entre um fracionamento ideal e um fracionamento pobre, adaptado de [6].

Analisando as figuras representadas, a da esquerda ilustra o caso em que existe um bom fracionamento pois a temperatura final da fração mais leve é inferior à temperatura inicial da fração mais pesada, demonstrando-se um afastamento entre as extremidades das curvas características dos produtos (*gap*). No caso oposto, está representado o que acontece quando o fracionamento é pobre, em que a temperatura final da fração mais leve é superior à temperatura inicial da fração mais pesada levando à formação que caudas nos extremos das curvas de destilação (*tails*). Consequentemente, a sobreposição (*overlap*), indica a presença de constituintes leves na fração mais pesada ou o contrário.

O grau de fracionamento é definido pela Equação 5:

Equação 5. Grau de fracionamento.

$$\text{Grau de Fracionamento} = ASTM_{5 \text{ vol}\%} \text{ Produto Pesado} - ASTM_{95 \text{ vol}\%} \text{ Produto leve}$$

O grau de fracionamento dá a indicação que o afastamento (*gap*) dos cortes são sempre citados como números positivos e que as sobreposições (*overlap*) tomam sempre valores negativos. Quanto mais positivo for o valor *gap*, melhor é separação entre as duas frações.

A qualidade do fracionamento entre dois cortes consecutivos é afetado por vários fatores, entre eles, os caudais de líquidos e vapor na zona da coluna entre ambos os cortes, o número de pratos entre eles e a calor extraído por refluxos circulantes (*pumparound*, *pumpdown*).

Neste trabalho, esta análise foi utilizada como critério de separação na calibração e análise de coerência do modelo desenvolvido.



Overflash

Antes de chegar à CDU o crude é previamente aquecido até cerca de 330°C a 395°C dependendo do tipo de crude a fracionar. O crude é parcialmente vaporizado e transferido para a zona de *flash* da coluna. A temperatura do forno deve ser suficiente para vaporizar produtos retirados acima desta zona mais cerca de 3-5% do volume do produto inferior. O *overflash* tem a função de fornecer uma “lavagem” líquida para os vapores que sobem pela coluna desde a zona de flash, melhorando consequentemente a qualidade do gasóleo pesado e reduzindo o *overlap* com os produtos de fundo. Isto exige que haja poucos pratos entre a zona de flash e o corte lateral de GOP. O *overflash* fornece a quantidade extra de vaporização acima do exigido considerado no balanço de massa, que garanta um refluxo adequado nos pratos entre a zona de flash e o corte lateral de GOP, determinando a quantidade de material proveniente do produto de fundo que será distribuído pelos produtos mais leves [6].

O *overflash* pode ser calculado pela diferença entre o caudal volumétrico de líquido do corte imediatamente a cima da zona de flash e o caudal volumétrico da alimentação [6]. Tipicamente toma valores um intervalo de 2 a 10% e assegura bons caudais de refluxo interno na coluna, melhorando consequentemente a qualidade do fracionamento.

Vapor de Stripping

O efeito da adição de vapor de água sobreaquecido à mistura, consiste na redução das pressões parciais de todos os componentes que constituem a mistura. A pressão parcial dos componentes com menor ponto de ebulição baixará até ao ponto em que se vaporizará. Este fenómeno é denominado por destilação por vapor de água.

2.5 Unidade de Destilação Atmosférica da Refinaria de Sines

2.5.1 Introdução

A primeira etapa do processo de fraccionamento do crude, realiza-se na unidade de Destilação Atmosférica da Refinaria de Sines, licenciada pela *Universal Oil Company* (UOP), é o início de todo o processamento, cujo esquema simplificado se encontra ilustrado na Figura 2.5. Os princípios desta unidade baseiam-se no processo de separação física de algumas frações de crude por diferenças nas respectivas temperaturas de ebulição, a pressão atmosférica [15].

Primeiramente, no processo de refinação o crude é pré-aquecido, permuta calor com os produtos quentes provenientes da CDU, a fim de atingir a temperatura desejada à etapa de dessalinização e recuperar tanto calor quanto possível antes de passar pelos fornos de carga.

Posteriormente passa por um separador *flash*, onde é descomprimido e parcialmente vaporizado, seguindo a fase gasosa para a coluna de destilação atmosférica, e a fase líquida é enviada para a segunda fase de aquecimento e por último é encaminhado para os fornos de carga, de modo a atingir a temperatura conveniente (aproximadamente 375°C) à zona de flash da CDU, é parcialmente vaporizado e enviado para a coluna. Na coluna de destilação atmosférica o crude sofre um processo de separação que resulta em seis frações com composições diferentes: gases leves, gasolina SR, petróleo SR, gasóleo ligeiro, gasóleo pesado e resíduo atmosférico. Estes produtos para além de servirem como fluido quente para pré-aquecimento de crude e aos *reboilers* da unidade, sofrem outros tratamentos nas unidades a jusante até se obterem produtos com as especificações desejadas e comercializáveis. A coluna atmosférica da refinaria de Sines não possui uma configuração *standart*, pelo que, devido às suas dimensões elevadas, é constituída por quatro compartimentos estanques à fase líquida descendente. O resíduo atmosférico tem relativamente pouco interesse económico e é posteriormente encaminhado para uma unidade de destilação sob vácuo, de modo a serem obtidos produtos mais leves e de valor acrescentado.

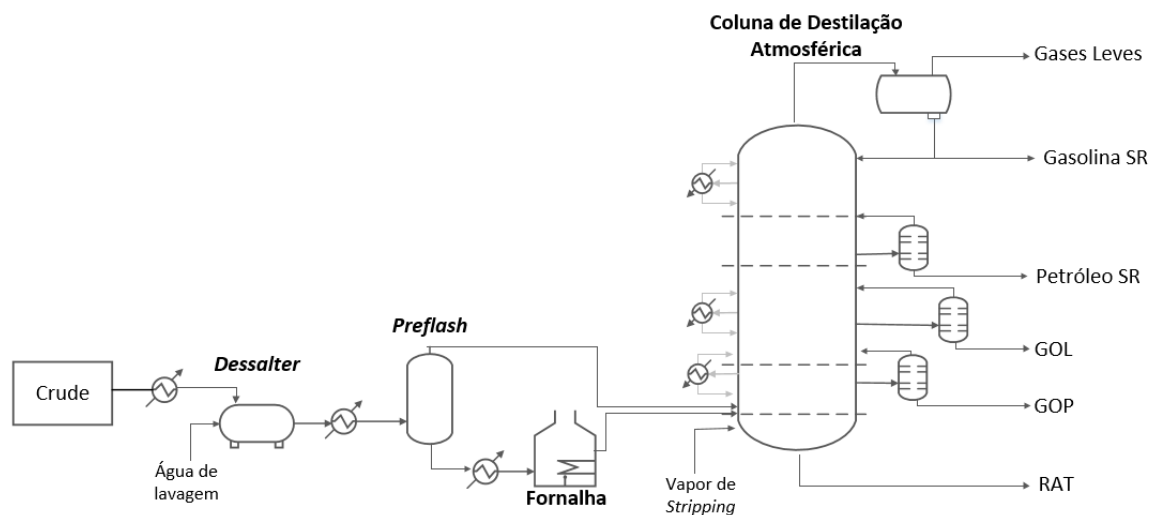


Figura 2.5 Esquema simplificado da Unidade de Destilação Atmosférica da Refinaria de Sines.



2.5.2 Descrição Processual

Carga à Unidade

A carga para a qual a unidade de destilação atmosférica foi projetada varia conforme a composição do crude utilizado. Desta forma, dependendo do crude utilizado, a carga e as quantidades dos produtos obtidos variam. Além disso, está previsto a utilização de cargas compostas por misturas de crudes tanto o tipo *Light Arabian* e o tipo *Heavy Arabian* [15].

A capacidade de destilação é de 225 000 barris por dia o que corresponde a uma capacidade anual de 10 000 000 toneladas de crude destilado [3].

O crude é descarregado para os tanques de armazenamento por *pipelines* que interligam o terminal petroleiro de Sines à refinaria. Em função das necessidades de produção para um dado período de tempo, de forma a fazer face às necessidades do mercado e da disponibilidade de crude, é determinado o *blending* de crude a processo comumente são utilizadas misturas de crudes.

Pré-aquecimento e dessalinização do crude

Antes de ser alimentado à CDU, o crude sofre um processo de pré-aquecimento e dessalinização. A alimentação é progressivamente aquecida em dois *trens* de permuta gêmeos, ramais A e B, no qual são utilizados os produtos de destilação como fluido quente. Até à etapa de dessalinização o crude passa por 5 permutadores de calor, em cada ramal, onde são utilizados os seguintes produtos: gasolina SR de circulação, petróleo SR para armazenagem, gasóleo ligeiro para armazenagem e gasóleo pesado para armazenagem, respetivamente, de modo a ser atingida a temperatura desejada para a entrada no *dessalter*, aproximadamente de 125°C. Estas medidas de integração promovem uma melhor eficiência no *dessalter* [16].

Na etapa de dessalinização do crude, a montante do *dessalter* é injetada água numa proporção de 6 a 7%vol/vol, dependendo da concentração de sais e da sua viscosidade. A água e o crude são misturados de modo a que se forme uma emulsão que permita dissolver os sais na água. O papel da água é dissolver os sais e promover a separação de outros compostos indesejáveis, quer por ação química ou por ação eletrostática. A água é posteriormente drenada na totalidade evitando a entrada de água na CDU. A dessalinização do crude é uma parte essencial da operação da refinaria pois o teor de sal deve ser reduzido para 5,7 a 14,3 Kg/1000m³ [16].

O crude já dessalinizado continua o processo de aquecimento em 3 permutadores onde são utilizados, gasóleo ligeiro de circulação, gasóleo pesado para armazenagem e resíduo atmosférico, visando a economia de combustível nos fornos de carga.



Coluna de *Pré-Flash* e Fornos de Carga

O crude segue para um separador de *pré-flash* em que se dá a expansão das frações mais leves presentes no crude, originando duas fases saturadas, a fase gasosa e a fase líquida. A fase gasosa é alimentada diretamente à CDU na zona de flash. O produto de fundo da coluna de *pré-flash* é enviado para mais uma etapa de permuta de calor, nestes recorre-se ao gasóleo pesado de circulação e ao resíduo atmosférico [16].

A fase líquida, crude, tem que ser parcialmente vaporizado, na medida em que todos os produtos à exceção do resíduo atmosférico têm que estar na fase de vapor quando alimentados à coluna, dado que o pré-aquecimento não é suficiente o crude segue para os 2 fornos de carga, onde atingirá a temperatura desejada, que varia entre a gama de 360°C e 375°C dependendo da composição do crude a processar. O crude entra nas 8 serpentinas constituintes em cada forno sob controlo de caudal. A temperatura dos fornos é controlada através do caudal de gás natural transferido para os queimadores. Por fim, é alimentado à coluna de destilação atmosférica na zona de *flash*, entre os pratos 42 e 43 [16].

Coluna de Destilação Atmosférica, CDU

O efluente quente sai dos fornos, constituído por duas fases saturadas, uma de líquido e outra de vapor, segue para a coluna e é alimentado na zona de *flash* (zona de expansão), juntamente com os vapores de flash, onde ocorre a separação da mistura bifásica.

A zona de fundo da coluna é denominada por secção de *stripping* constituída por pratos que promovem o contacto líquido-vapor. A injeção de vapor de água no interior da zona de esgotamento, retira ao resíduo atmosférico os componentes mais leves e reduz a pressão parcial dos vapores dos hidrocarbonetos na zona de *flash*, o que, consequentemente, diminui a sua temperatura de ebulição, permitindo que estes subam pela coluna [16]. O resíduo atmosférico desce na coluna e poderá fazer carga às colunas de Vácuo I e II.

Os vapores quentes da zona de *flash* vão subindo até ao topo da coluna, em contracorrente com o refluxo interno. Estes ao entrarem em contacto com o refluxo frio de topo são condensados e extraídos nas zonas laterais da coluna.

O produto mais leve da destilação é a gasolina SR, segue no produto de topo e condensa no condensador de topo. A temperatura no topo da coluna determina o ponto final da gasolina SR e é controlada por parte da nafta leve que retorna à coluna, refluxo de topo.

O caudal de refluxo de topo, permite baixar a temperatura na cabeça da coluna, o que naturalmente, resulta num produto de topo com um ponto final mais baixo. A perda deste produto



deve ser recuperada no corte imediatamente a baixo, petróleo SR, que conseqüentemente, terá uma ponto de ebulição inicial mais baixo. Este refluxo flui em contracorrente com os vapores ascendentes, os componentes mais leves nele presentes são “revaporizados” e regressam ao topo da coluna, enquanto que os componentes mais pesados condensam e descem.

Relativamente ao refluxo interno, este percorre a coluna desde o topo até à zona de *flash* e torna-se progressivamente mais pesado na descida e é fornecido por vários *pumparounds* e *pumpdowns* existentes ao longo do comprimento da coluna.

O calor necessário ao fracionamento é fornecido pela alimentação, para ser obtida uma separação eficaz é imprescindível que este calor seja removido pelo condensador de topo e pelos *pumparounds*. Isto acontece porque é retirada uma fração de líquido quente que é bombeado para fora da coluna em determinadas zonas, que passa pelo *trem* de permuta aquecendo o crude e retornam à coluna como refluxo frio alguns pratos a cima do prato de onde foi extraído, o que permite melhorar a eficiência energética da coluna e, também desta forma, a corrente fria ao condensar alguns vapores, conseqüentemente, aumenta o refluxo interno para compensar as zonas de retirada dos produtos laterais.

Os produtos mais pesados são obtidos pela extração de porções de refluxo interno, isto é, o ponto final do corte de determinada fração depende da quantidade retirada. Existe uma relação direta entre a quantidade de caudal lateral extraído com o seu ponto final de corte, dado que, se for aumentado o caudal de corte verifica-se uma diminuição do refluxo interno, uma vez reduzido o refluxo interno na zona abaixo do corte irá permitir que os vapores mais pesados subam até esta zona e naturalmente originando um produto mais pesado [16].

Na CDU, para além do refluxo de topo de nafta leve existem mais 3 *pumparounds* ao longo da coluna, o de nafta, o de gasóleo ligeiro e ainda o de gasóleo pesado. Estes caudais de circulação aumentam grandemente o refluxo interno, melhorando o fracionamento e por consequência a separação entre os 95% e os 5% dos produtos da coluna.

Stripping dos produtos

O resíduo atmosférico e os destilados laterais, estão em contacto com os componente mais leves, componentes esses, que têm que ser removidos tendo em conta o acerto de especificação do ponto de inflamação (*flash point*), e converter esses componentes numa fração ligeira mais valiosa. Para esse efeito, é utilizado vapor sobreaquecido injetado no fundo do *stripper*, apenas a quantidade necessária que permita libertar componentes mais leves e manter a especificação do ponto de ebulição inicial dos produtos. O mecanismo do *stripper* é muito semelhante ao da CDU, os componentes leves são condensado e acumulados no topo e retornam à coluna de destilação. Na unidade de destilação da refinaria, a CDU é constituída por



3 *strippers* laterais, o de petróleo SR, o de GOL e o de GOP, cada um deles composto por 6 pratos *reais* [16].

A coluna de destilação atmosférica da refinaria é constituída por 48 pratos do tipo válvula, à exceção da zona de enchimento estruturado localizado a cima da zona de *flash*, entre os pratos 36 e 41. A CDU encontra-se representada na Figura 2.6.

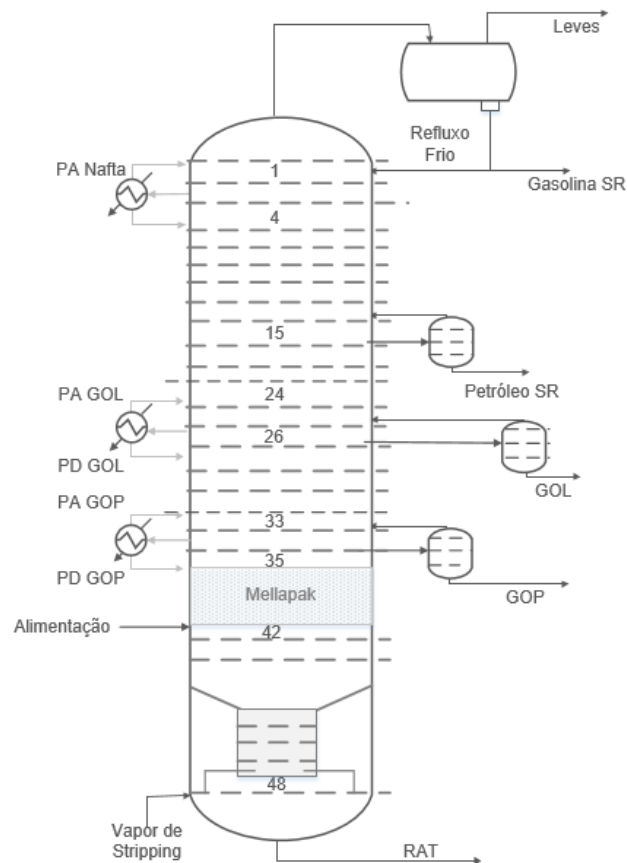


Figura 2.6 Configuração Real da CDU (CC-V1) da Refinaria de Sines, adaptado de [17].

2.5.3 Considerações de processo e controlo

Pressão

A pressão da CDU é controlada por um par de bombas que atua em *split range* com duas válvulas. A válvula existente na linha de retorno do compressor CC-C1, abrirá por pressão baixa no topo da CDU. Na corrente de topo condensador, CC-V5, que segue para a *flare*, existe a outra que abrirá quando a pressão de topo subir. O função do compressor CC-C1 é estabilizar a pressão da CDU, reenviando os incondensáveis do acumulador de topo para a coluna e/ ou para o acumulador de carga à unidade de fracionamento de gasolina SR, CV-13.



Se por algum motivo, o valor da pressão for modificado, consequentemente todos os produtos da coluna serão alterados, isto é, caso a pressão aumente, todos as frações laterais e de topo serão mais leves e se, por outro lado, a pressão baixar, todos estes produtos serão mais pesados [16].

Temperatura

A temperatura de topo da CDU conta que o seu valor mínimo seja de 110,5 °C, de modo a que esteja sempre a cima do ponto de orvalho da água. E determina o ponto final de destilação da fração de gasolina SR, isto é, se a temperatura de topo for mais alta, mais elevado será o ponto final da gasolina SR. Além do controlo do ponto final do produto, a variação da temperatura de topo dá origem a uma mudança de temperatura ao longo da coluna, e caso não sejam efetuadas outras correções, afeta a qualidade dos cortes laterais [16]

A temperatura de saída do crude dos fornos deve ser satisfatoriamente alta para retirar o gasóleo pesado do crude e fornecer o calor necessário de modo a que haja um caudal suficientemente grande de refluxo para que seja obtido o grau de funcionamento desejado.

Caudais de refluxos de circulação: O objetivo destes caudais de circulação é aumentar grandemente o refluxo interno, que consequentemente, aumenta o fracionamento e melhora a separação entre os 95% e os 5% dos produtos da coluna.

Injeção de vapor de *stripping* nos *strippers* laterais: É utilizada para controlar o ponto de inflamação dos produtos, de acordo com as especificações exigidas. O caudal de entrada nos *strippers* controla o nível e o caudal de saída dos produtos controla o seu ponto final [16].

Carga da unidade: A carga à unidade de destilação atmosférica é diferente consoante a quantidade e o tipo de crude a processar, esta determinará as quantidades de produtos destilados que se pretendem obter [16].

2.6 Unidade de Fracionamento de Gasolina SR da Refinaria de Sines

2.6.1 Introdução

Esta unidade está dividida em quatro partes principais, cada uma composta pela coluna que lhe dá o nome: Estabilizador ou Desbutanizadora (CC-V14), Desetanizadora (CC-V17), *Splitter* de Naftas (CC-V19) e Desisopentanizadora (CC-V22), sendo que a última não foi alvo de estudo neste trabalho.



A unidade de fracionamento tem como finalidade a separação dos gases referidos, tendo em vista, principalmente, o fracionamento da parte remanescente da gasolina SR em diversos componentes. Esses componentes variam entre *fuel* gás, LPG, nafta ligeira, nafta média e nafta pesada que submetidos a tratamentos posteriores e misturados entre eles, permitem obter produtos finais comercializáveis de alto valor [18].

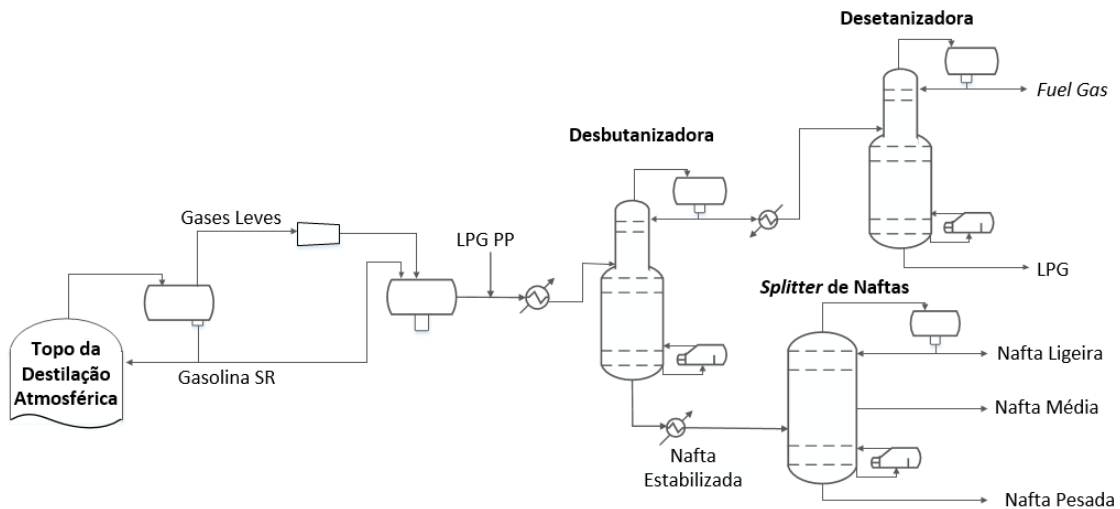


Figura 2.7 Esquema simplificado da unidade de fracionamento de gasolina SR da refinaria de Sines, adaptado de P&I da unidade GALP [19].

2.6.2 Descrição Processual

Carga à Unidade

A carga da unidade de fracionamento está diretamente relacionada com a carga da destilação atmosférica, e, portanto, em função da carga de crude. Além da gasolina SR e dos gases leves provenientes do topo da coluna atmosférica, existem duas cargas parciais: uma constituída por LPG proveniente da unidade de platforming, que é alimentada antes da coluna de desbutanização, e outra constituída por LPG da unidade de HC, sendo que a última só acontece em casos excecionais [20].

Desbutanizadora

A coluna de estabilização é a primeira coluna de fracionamento da unidade é alimentada pelo acumulador de carga da unidade (CC-V13) e pela corrente de LPG proveniente do *platforming*. A carga é pré-aquecida por permuta de calor pelo produto de fundo quente, sendo posteriormente alimentada à coluna no prato 15, dos 30 pratos que a constituem. A pressão média de operação é aproximadamente de 12,7 bar [20].



O produto de topo é constituído essencialmente por butano (C4-) e os componentes mais leves que são encaminhados para o condensador que, posteriormente seguem para o acumulador de topo (CC-V15).

No ponto mais alto da linha de topo da desbutanizadora é injetado neutralizante visando a neutralização dos ácidos e inibir a corrosão ácida da coluna. O acumulador de topo possui uma bota para acumulação de água que é drenada periodicamente para a unidade de tratamento de águas sulfídricas.

O produto de fundo da desbutanizadora é composto por pentanos e componentes mais pesados (C5+) e é denominado por nafta estabilizada.

O fundo da desbutanizadora usufrui de 4 *reboilers*, do tipo termosifão, que usam como fonte de calor o gasóleo pesado de circulação proveniente da CDU. De cada um dos *reboiler* retornam os gases quentes que são alimentados na zona de fundo, abaixo do prato 30.

Desetanizadora

A alimentação a esta coluna consiste no produto de topo da desbutanizadora, constituída por butano e componentes mais leves, entre eles C1, C2 e C3.

Esta coluna opera a uma pressão mais alta, aproximadamente de 25 bar. A corrente de topo da desbutanizadora serve de alimentação a esta coluna, que entra acima do prato 16, dos 30 pratos totais.

A corrente de topo da desetanizadora segue para o condensador que é depois enviada para o acumulador de topo (CC-V18). Os gases não condensados no acumulador de topo, principalmente etano e propano, são enviados para a unidade de tratamento com amina. Os hidrocarbonetos condensados no acumulador são aspirados pelas bombas de refluxo e retornam à coluna [20].

O *reboiler* em termosifão agregado à coluna utiliza vapor de 3,5 bar como fluído quente. Os gases quentes do *reboiler* são devolvidos à coluna abaixo do prato 30.

Do fundo, é obtida uma corrente essencialmente constituída por propano e butano, LPG, que são posteriormente processados na unidade de merox de LPG.

Splitter de Naftas

A alimentação do *splitter* de naftas é o produto de fundo proveniente da Desbutanizadora e consiste, principalmente, em pentano e hidrocarbonetos mais pesados (C5+) e é enviada para o prato 23, dos 30 pratos que a constituem. Esta coluna está projetada para operar numa gama de pressão entre os 0,49 bar e 0,84 bar [20].



Os gases de topo do *Splitter* são enviados para o condensador de topo os gases condensados acumulados no topo seguem para o acumulador de topo (CC-V20). Do fundo do acumulador de topo do *Splitter* é obtido um produto rico em pentano, a nafta ligeira, parte desta é processada na desisopentanizadora CC-V22, e o restante é devolvido à coluna como refluxo de topo. O caudal de refluxo é ajustado de maneira a que a temperatura de topo da coluna se mantenha no valor desejado.

O corte lateral da coluna é extraído do prato 14 em que é obtida uma nafta média, constituída por hexano e hidrocarbonetos mais pesados. No passado, quando a unidade de Isomax estava em operação recebia a nafta média para ser processada. Hoje em dia, o produto lateral é enviada para a armazenagem de nafta química e ou nafta pesada, se necessário.

O produto de fundo do *Splitter*, denominado por nafta pesada (C6+) é comprimida e arrefecida e posteriormente enviada para a armazenagem de nafta pesada ou nafta média e/ou diretamente para a carga do *Hydrobon* de Nafta.

O fundo do *Splitter* tem 4 revaporizadores do tipo termossifão, que utilizam gásóleo ligeiro quente, proveniente da CDU, para fornecer o calor necessário ao seu funcionamento. De cada um deles, retornam os gases à coluna imediatamente a baixo do prato 30 [20].

2.6.3 Considerações de processo e controlo

Temperatura desbutanizadora: Na operação da desbutanização a temperatura de fundo regula a quantidade de C4 existente no produto de fundo. O controlo da temperatura do prato 6 tem a finalidade de regular a quantidade dos compostos mais pesados existentes na corrente extraída no topo, isto é, controlar a percentagem de C5 presentes.

Temperatura desetanizadora: A temperatura de fundo desta coluna regula o teor de C3 presente no gás de topo que convenientemente deve ser reduzido ao mínimo sem que no entanto apareça C2 no LPG que é extraído no fundo.

Temperatura *Splitter* de Naftas: O perfil de temperatura desta coluna regula os pontos iniciais e finais dos 3 cortes, ou seja, temperatura de topo regula o ponto final do corte de nafta ligeira e a temperatura de topo é elevada de modo a permitir uma melhor separação entre as três naftas para que seja mínima a diferente entre o ponto final e o ponto inicial da nafta imediatamente mais pesada.



2.7 Modelação e Simulação de Processos

Indústrias de processo como a indústria química e a refinação enfrentam constantemente um mercado muito dinâmico e imprevisível consequência de diversos fatores:

- Grande concorrência a nível mundial;
- Limitação dos recursos naturais do planeta;
- Rigorosos padrões e regulamentos nacionais e internacionais.

Nesse sentido, o intuito de melhorar as condições de produção, a segurança, a qualidade e flexibilidade das suas unidades, torna-se cada vez mais uma preocupação das empresas.

A simulação e otimização de processos industriais constitui uma temática onde se regista um investimento científico considerável. A simulação em engenharia tem sido tradicionalmente utilizada para o *design* de novos produtos e testes virtuais, eliminando a necessidade de se construir vários protótipos antes do lançamento de um dado produto, permitindo o estudo de determinadas estratégias que visam a flexibilização e aumento da qualidade dos processos.

Estes sistemas modernos de controlo de automação dos processos de produção exigem que as unidades possuam medidores capazes de monitorizar os processos e reunir as variáveis medidas (temperatura, pressão, níveis, etc), um sistema de controlo avançado de processo (APC) numa ótica de controlo preditivo do modelo, para que seja possível uma otimização em tempo real (RTO) e o planeamento e programação das unidades [21].

Dessa forma, a simulação tem um papel muito importante tanto para o dimensionamento de novos equipamentos, como para a otimização e o acompanhamento operacional de instalações existentes.

As principais características de um simulador processual são [21]:

- Base de dados que contém os dados necessários ao cálculo das propriedades físicas dos componentes a partir dos modelos termodinâmicos;
- Secção com uma vasta gama de modelos termodinâmicos que permitem o cálculo do equilíbrio líquido-vapor e/ou líquido-líquido, entalpias e outras propriedades termodinâmicas;
- *Flowsheet* que integra as correntes e os equipamentos em estudo, com alguns modelos base predefinidos;
- Secção de unidades operacionais para a realização de balanços de massa e energia das diferentes unidades em estudo;
- Gerador de saída, isto é, um mecanismo que retorna um relatório completo dos resultados dos cálculos efetuados pelo simulador;



- Secção de sequência de cálculo que controla o cálculo iterativo e a convergência do modelo.

Atualmente, existem diversos softwares de simulação dinâmica que combinam todas estas funcionalidades de forma integrada, são exemplos o *PetroSIM*, *Aspen Plus* ou *Hysys*, *UniSim Design*, *Pro II*, entre muitos outros, comumente utilizados na indústria da refinação [21].

2.7.1 Simulação de Unidades de Destilação Atmosférica

Existem dois tipos de modelação de processos químicos: a modelação em estado estacionário e a modelação dinâmica [23]. Atualmente, a modelagem e a simulação em estado estacionário de processos químicos é bastante comum, permitindo a realização de balanço de massa e energia, a determinação de condições operatórias distintas e otimização dos custos de capital. No entanto, a utilização deste tipo de modelos apresenta limitações, tendo em conta que, as unidades reais não operam em estado estacionário. Os modelos dinâmicos fazem face a essas limitações, permitem a modelação continua em tempo real.

Dhavak J. Dave et al [24], desenvolveu um modelo usando parâmetros medidos na unidade, visando a previsão das várias propriedades dos produtos, recorrendo a três tipos de crude de composições distintas. Os resultados obtidos traduziam uma boa aderência do modelo, comparando as curvas de destilação do simulador com as análises TBP reais, validando o modelo para diferentes condições. A metodologia utilizada baseou-se na alteração das eficiências prato-a-prato, visando a minimização do erro entre os resultados simulados e os obtidos dos medidores da unidade.

David Sotelo et al [25], utilizou o *software Aspen Hysys*, e desenvolveu um modelo em estado estacionário de uma unidade de destilação de crude, recorrendo às condições de operação e às propriedades dos produtos da unidade, utilizando o pacote de propriedades Peng-Robinson, visto que esta é uma base de dados robusta que permite o cálculo do equilíbrio líquido-vapor e prever as propriedades de ambas as fases em sistemas de hidrocarbonetos.

Gabriele Pannocchia et al [26], estudou e dimensionou um modelo de simulação rigoroso de uma unidade de destilação em estado estacionário, recorrendo ao *Aspen Hysys*, com elevado grau de precisão. O modelo foi posteriormente interceptado com um controlador preditivo comercial, que a simulação recebesse, em tempo real, os dados recolhidos da unidade real, tornando um modelo de estado estacionário, num modelo dinâmico muito mais vantajoso, do ponto de vista, do estudo do complexo processo industrial.

À semelhança do caso anterior, Parthiban et al [27], apresenta um artigo que descreve a melhor prática para um modelo dinâmico de uma coluna de fracionamento de crude, utilizando o *Aspen Hysys Dynamics*. Primeiramente, foi desenvolvido o modelo em estado estacionário e



posteriormente, transitou para o modelo dinâmico, projetando uma estratégia de controlo e manutenção dos distúrbios da unidade e execução deste modelo. Foram obtidos resultados comparativos das análises dos produtos com os da simulação dentro da faixa desejada e as especificações esperadas dos produtos foram também atingidas com sucesso.

2.7. 2 Software *PetroSIM* – Modelo *Distop* e T2T

De modo a alcançar os objetivos propostos para esta dissertação, recorreu-se ao software *PetroSIM*TM (PS) versão 6.2, que é um simulador rigoroso de processos da KBC *Advanced Technologies plc* [28]. O único simulador de processo capaz de modelar verdadeiramente todas as vertentes de processamento de hidrocarbonetos, desde os aspetos de produção à geração de energia, integração de fábricas inteiras incluindo complexos petroquímicos e refinarias, tanto em estado estacionário como em estado transiente (simulação dinâmica). É capaz de produzir resultados precisos a partir de uma interface simples e intuitiva [29].

Modelo *Distop*

O modelo *Distop* baseia-se numa metodologia de resolução simplificada, amplamente utilizado em simulações de colunas de destilação. A base do modelo de fracionamento é resolvido secção por secção. Por este método, os balanços de massa e de energia são calculados também para cada secção individualmente [28].

Este modelo é caracterizado como sendo um método robusto, com facilidade de convergência, capaz de autocorrigir erros grosseiros no balanço de energia. A opção de calibração automática torna o modelo mais usual para modelar colunas de destilação atmosféricas. No entanto, o modelo *Distop* não é um modelo rigoroso que possa ser trabalhado com detalhe prato-a-prato.

Modelo Prato-a-Prato

O modelo prato-a-prato (T2T) é utilizado para a realização de simulações rigorosas das colunas, permitindo a calibração e previsão com precisão a performance detalhada, tornando-se uma ótima ferramenta de otimização e *troubleshooting* das unidades

A base dos cálculos efetuados para resolução do modelo T2T assenta na solução de um conjunto de equações que descrevem o balanço de massa, equações de equilíbrio líquido-vapor, somatório das frações molares, e balanço energético tornando-se crucial especificar as condições do processo, este conjunto de equações é denominado por MESH (*material balance, equilibrium, summation and heat balance equations*) [12].



O método de resolução das equações dos balanços realiza-se por um procedimento de cálculo iterativo de tentativa erro no qual a convergência da coluna é garantida por um conjunto de variáveis manipuláveis tais como caudais, temperaturas internas dos pratos, refluxos, *overflow*, qualidades de destilação, entre outros, que num todo chegam a uma solução para todas as equações com o número de iterações, as tolerâncias e os erros associados previamente definidos [28].

Os modelos T2T são configurados com base no número de pratos teóricos, no entanto, numa coluna real as correntes de vapor e líquido que deixam um dado prato não estão em equilíbrio. De modo a chegar a resultados que reproduzam, consistentemente, os resultados reais, o modelo permite ajustar o número de pratos teóricos da coluna ou alterar a eficiência de *Murphree* de cada prato individualmente, com a finalidade de alcançar o grau de separação idêntico ao da unidade real, e, conseqüentemente, a qualidade dos produtos da mesma.

Em geral, deve ser evitado a alteração da eficiência de *Murphree*, tendo em conta que a composição de líquido e vapor em cada prato não é uniforme, especialmente em colunas de diâmetro elevado.

Em PetroSim, as colunas possuem um *sub-flowsheet* que, como ilustrado na Figura 2.8, abrange correntes e equipamentos que não são visíveis no *PFD* principal (*Main Flowsheet*). O acesso ao sub-flowsheet da coluna torna possível adicionar refluxos externos, avaliar o perfil de líquido e vapor em cada prato, retirar ou adicionar pratos à coluna principal como também aos *strippers* laterais, isto é, permite ao utilizador avaliar a performance rigorosa do equipamento [28].

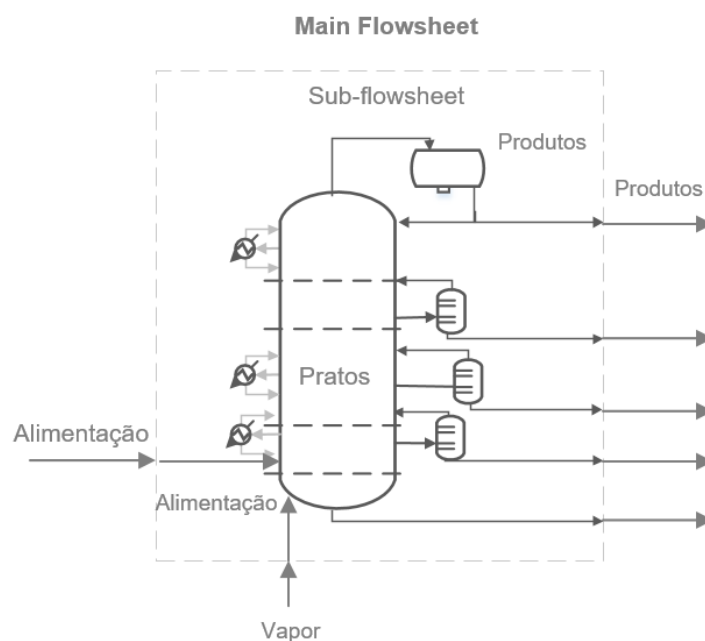


Figura 2.8 Main flowsheet e sub-flowsheet da CDU utilizando o software PS, adaptado de [28].



3. Materiais e Métodos

3.1 Conceitos gerais da construção de um modelo de simulação

Para construir um modelo de simulação, a primeira etapa é conhecer detalhadamente os equipamentos que compõem a unidade em estudo. O simulador dispõe de uma gama de modelos base, para várias unidades processuais, podendo estes ser utilizados configurando cada um dos equipamentos e as correntes envolvidas, ou até acrescentado outros, se necessário.

Para este trabalho, foi utilizada a base fornecida pela KBC de uma unidade de destilação atmosférica em modelo T2T. Definido e alterado o modelo de forma a que se assemelhe o mais possível à unidade real, seguiu-se o passo de calibração, onde foram introduzidos todos os dados necessários e as condições operatórias da unidade. Introduzidos todos os dados, o simulador é capaz de calcular o conjunto de fatores de calibração que minimiza o erro entre as especificações dadas e as previsões do modelo. De modo a que o modelo consiga representar rigorosa e abrangentemente as condições reais, a calibração deste é feita recorrendo a dados reais de vários dias com condições de operação distintas, dos quais resultam vários conjuntos de fatores de calibração. Assim, a seleção do conjunto de fatores que melhor representam a unidade, resulta do conjunto que minimiza a diferença entre os dados reais e os dados simulados no modo previsão.

A metodologia utilizada na calibração do modelo, está simplificada apresentada na Figura 3.1. A coluna de destilação atmosférica foi modelada de acordo com o método de resolução Prato-a-Prato, em estado estacionário.

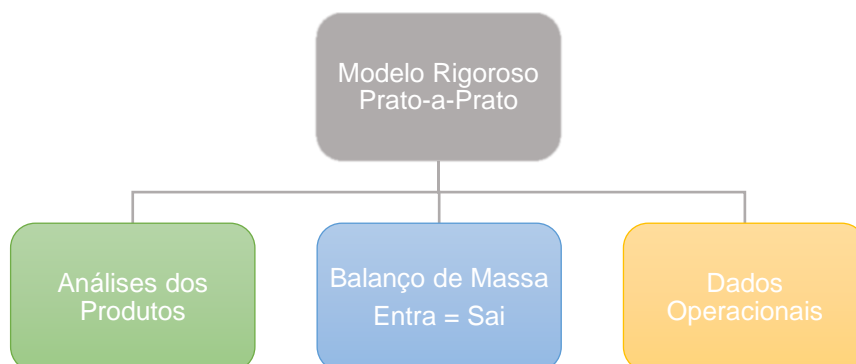


Figura 3.1 Esquema generalizado da modelação da simulação da CDU.



Como referido no capítulo 2, o crude é uma mistura complexa, composta por uma ampla variedade de hidrocarbonetos de inúmeras fontes distintas, difíceis de caracterizar. Uma solução para a caracterização da alimentação é considerar o método de sintetização *BackBlending Front-to-back*, em que são utilizados os dados das análises laboratoriais efetuadas aos produtos como curvas de destilação das frações obtidas, a densidade e as condições operatórias de um determinado dia, caracterizando a alimentação, “assay”, da unidade recorrendo às correntes dos produtos da unidade. Este método de sintetização é amplamente aplicado em modelos de simulação. O separador “oil characterization” do PS permite ao utilizador criar diferentes assays.

A metodologia utilizada no desenvolvimento do modelo foi baseado em duas etapas principais: a calibração e a previsão da coluna de destilação atmosférica. Para calibração do modelo é necessário aceder aos dados disponíveis sobre a alimentação da unidade, dos produtos e das condições operatórias. Deste modo, é possível calcular os fatores de calibração necessários para uma caracterização adequada da unidade e a construção do modelo.

Na etapa seguinte, no modo previsão, devem ser testados casos de operação com condições distintas, para avaliar a validade do modelo. Este deve ser capaz de prever de forma eficiente e com qualidade os diferentes conjuntos de dados e reproduzir resultados bem ajustados à realidade.

A metodologia utilizada encontra-se esquematizada na Figura 3.2.

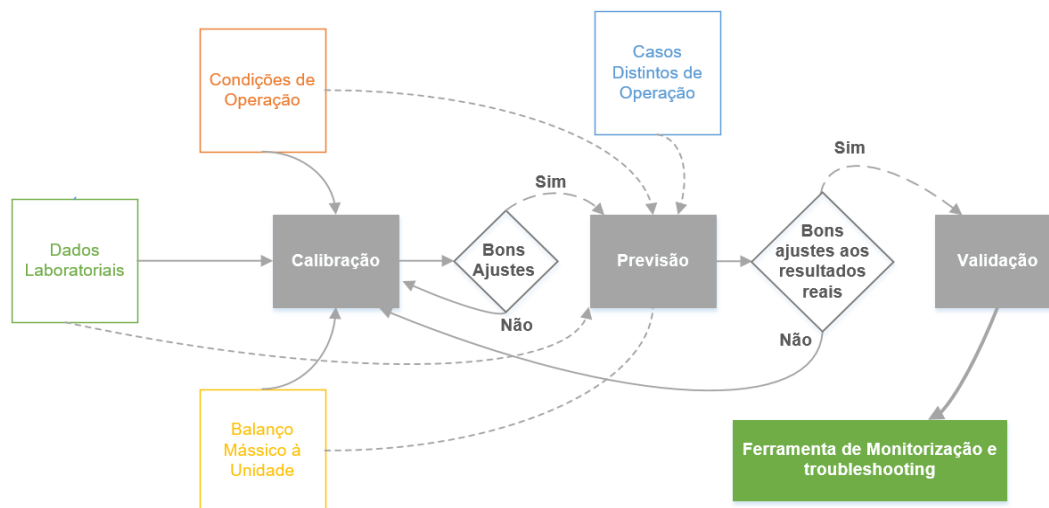


Figura 3.2 Esquema ilustrativo das etapas de validação de um modelo de simulação.



3.2 Seleção do Modelo Termodinâmico

Num projeto de simulação, uma das principais etapas iniciais é a seleção do modelo termodinâmico mais apropriado ao caso em estudo, com capacidade de garantir que as propriedades termofísicas dos componentes puros ou de misturas são estimados de forma adequada.

O simulador dispõe de um ampla gama de “*property packages*”, desde sistemas de hidrocarbonetos leves definidos, até às misturas mais complexas e sistemas não ideais, entre os quais [33,34]:

- Equações de Estado (EOS) para tratamento rigoroso de sistema de hidrocarbonetos;
- Modelos semi-empíricos e de pressão de vapor para sistemas de hidrocarbonetos mais pesados;
- Correlações de vapor para precisões precisas de propriedades de vapor;
- Modelos de coeficientes de atividade para sistemas químicos.

Cada modelo termodinâmico específico deve ser capaz de reproduzir determinados comportamentos, tendo em conta que ainda não foi desenvolvido nenhum modelo termodinâmico universal, capaz de reproduzir rigorosamente todas as condições possíveis. Nesse sentido, na escolha do modelo termodinâmico mais adequado a utilizar devem ser tidas em consideração as propriedades particulares de cada modelo e analisada a sua aplicabilidade ao projeto a desenvolver.

O diagrama seguinte, *Figura 3.3*, facilita a seleção do pacote de propriedades pela divisão das características particulares de cada um dos modelos. A primeira característica a ter em conta é a polaridade sendo que esta determina o tipo de interação molecular que pode ocorrer entre os componentes, caso exista pelo menos um dos componentes polares a substância não é um eletrólito [35].

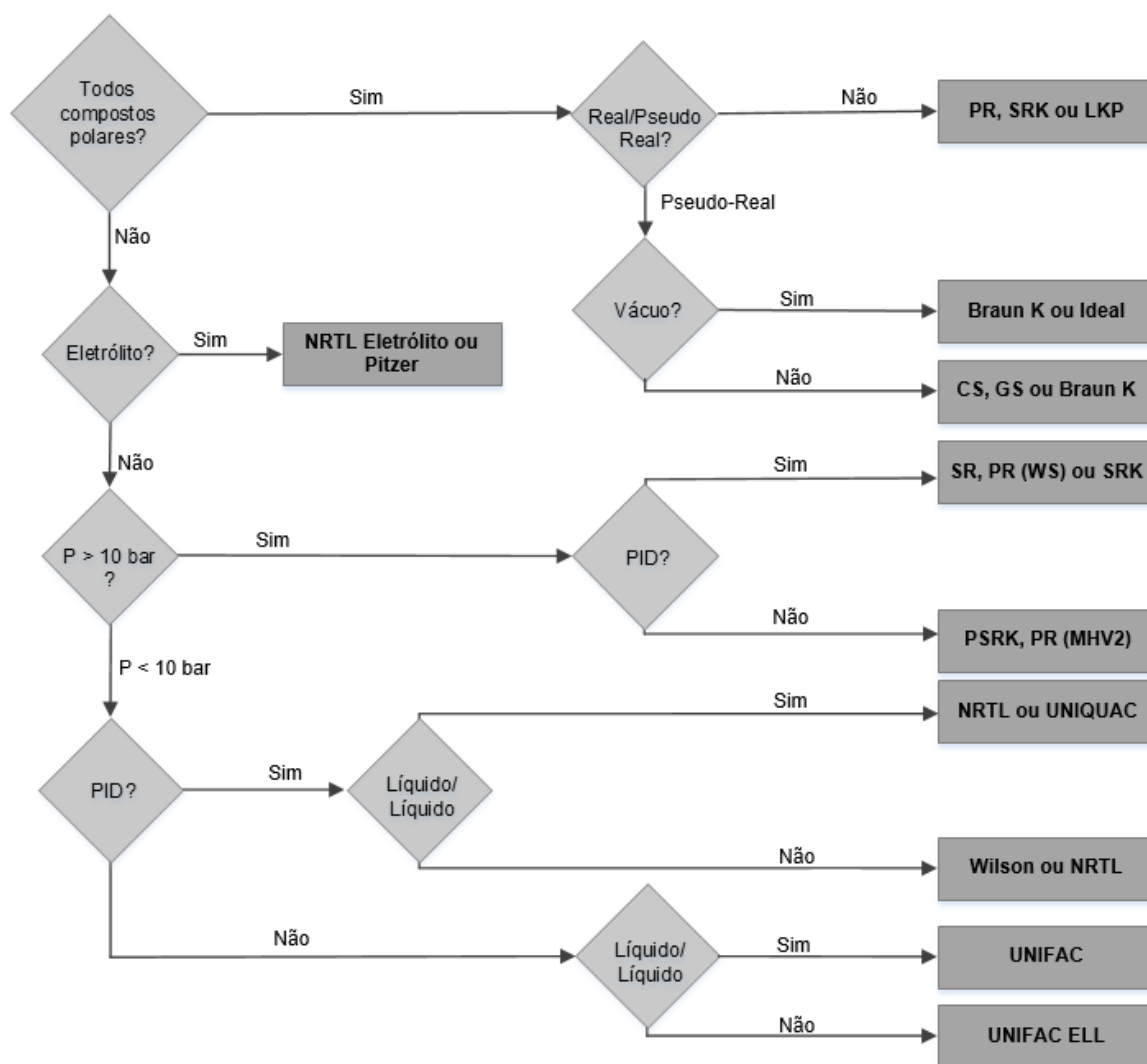


Figura 3.3 Diagrama de Carlson, decisão na seleção do melhor modelo termodinâmico a aplicar, adaptado de [35]. Parâmetros de interação disponíveis (PID).

Após uma pesquisa pela literatura relativa à trabalhos idênticos, aliado à análise do diagrama de decisão, conclui-se que para crude, gás e aplicações petroquímicas, a equação de estado de *Peng Robinson* (PR) é comumente recomendado. [23 - 27] Dado que, este modelo resolve rigorosamente qualquer sistema de uma, duas ou três fases, com elevado grau de eficiência, é capaz de reproduzir, de forma precisa, o equilíbrio líquido - vapor e prever as propriedades de ambas as fases em sistemas de hidrocarbonetos, alta precisão numa ampla gama de temperatura e de pressão, apto para reproduzir a composição orgânica fornecida, em termos de qualidades de fracionamento (temperatura) e definir uma mistura de componentes padrão (CH₄, C₂H₆, i - C₄, n - C₄, i - C₅, n - C₅, C₆) e componentes hipotéticos devido ao vasto número de componentes disponíveis no software PS, tanto hidrocarbonetos como não-hidrocarbonetos, nestas condições o PS utiliza coeficientes de interação binários (k_{ij}), obtidos a partir dos dados experimentais fornecidos [34,36].



As equações que definem o modelo de *Peng Robinson* estão detalhadamente descritas no anexo A 1.

A seleção da opção *Lee Kesler Enthalpy*, resulta num pacote de propriedades combinado, que utiliza a equação de estado de PR para os cálculos de equilíbrio líquido-vapor e a equação de *Lee-Kesler* para o cálculo de entalpia e entropia. O cálculo de entalpia pelo método de LK é mais preciso quando aplicado a sistemas de hidrocarbonetos [28].

A Figura 3.4 ilustra o separador do software, *Fluid Package Basis*, onde é possível selecionar o *property package* e o método de *EOS Enthalpy* pretendidos para a simulação.

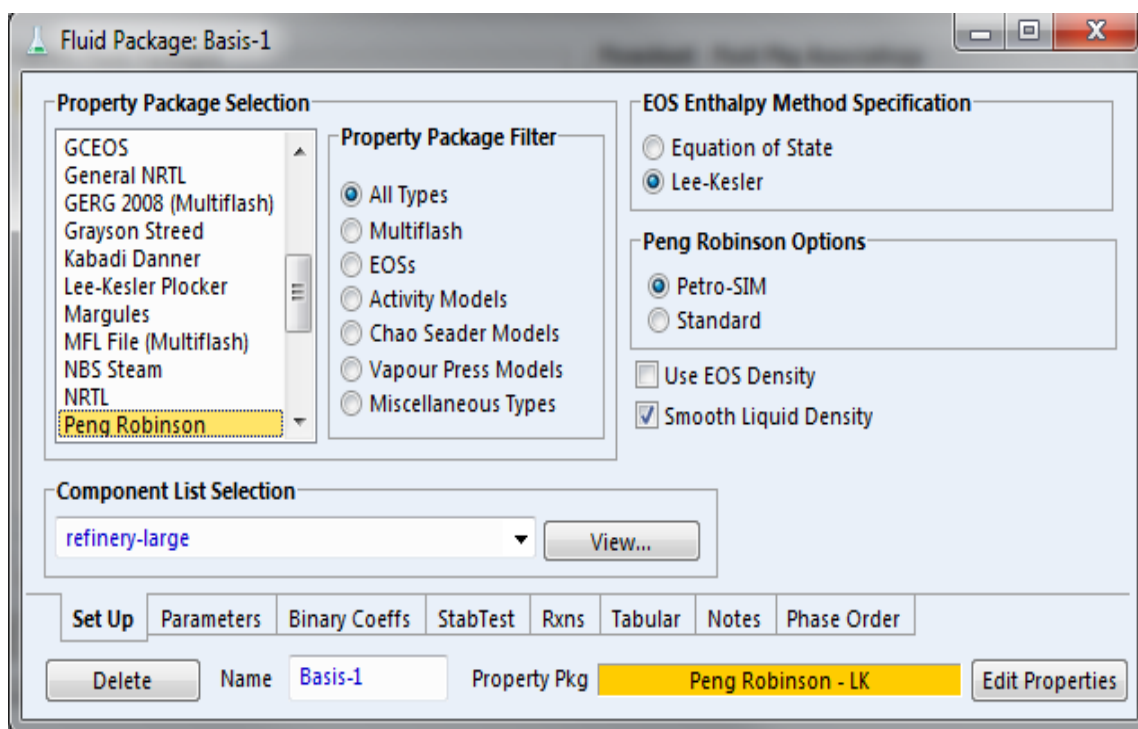


Figura 3.4 Escolha do Property Package no PetroSIM™

3.3 Simulação da Unidade de Destilação Atmosférica, CDU

Como referido no capítulo 2, o crude é alimentado à unidade, seguindo para uma seção inicial de recuperação de calor, para ser pré-aquecido pelos produtos quentes da coluna de destilação. Seguidamente, é submetido a um processo de dessalinização, onde são dissolvidos os sais e as impurezas associadas e removida a água nele contida. O crude entra no *trem* de pré-aquecimento, passando depois por um *flash* adiabático (despressurização rápida) que dá origem a duas correntes saturadas, uma de líquido e outra de vapor, em equilíbrio. A coluna de *pré-flash* permite facilmente a separação e remoção das duas fases. A fase líquida segue para o forno onde atinge uma temperatura na gama dos 360 e os 375 graus Celcius e é posteriormente



enviada para a zona de *flash* da CDU. A fase de vapor junta-se à fase líquida, sendo ambas alimentadas à zona de *flash* da coluna.

Para modelar a unidade de Destilação Atmosférica utilizou-se como base o modelo desta unidade em T2T fornecido pela KBC, ilustrado na *Figura 7.1* presente no anexo A 5, no qual se realizaram algumas alterações ao nível do esquema processual, de forma a que a simulação seja idêntica à unidade real. Posteriormente, foram definidas as características da unidade (alimentação, temperatura de pré-aquecimento, correntes de alimentação, de refluxos e de produtos, entre outros).

3.3.1 Calibração

Dados requisitados

Para construção do modelo rigoroso prato a prato da CDU, foi necessário primeiramente, recolher e analisar conjunto de dados relacionados com as análises laboratoriais dos produtos, balanços de massa e condições operatórias da unidade. Tendo em conta que a última paragem da unidade foi realizada em 2014, com o objetivo de avaliar o comportamento da coluna até 2019 foram recolhidos conjuntos de dados de cada ano.

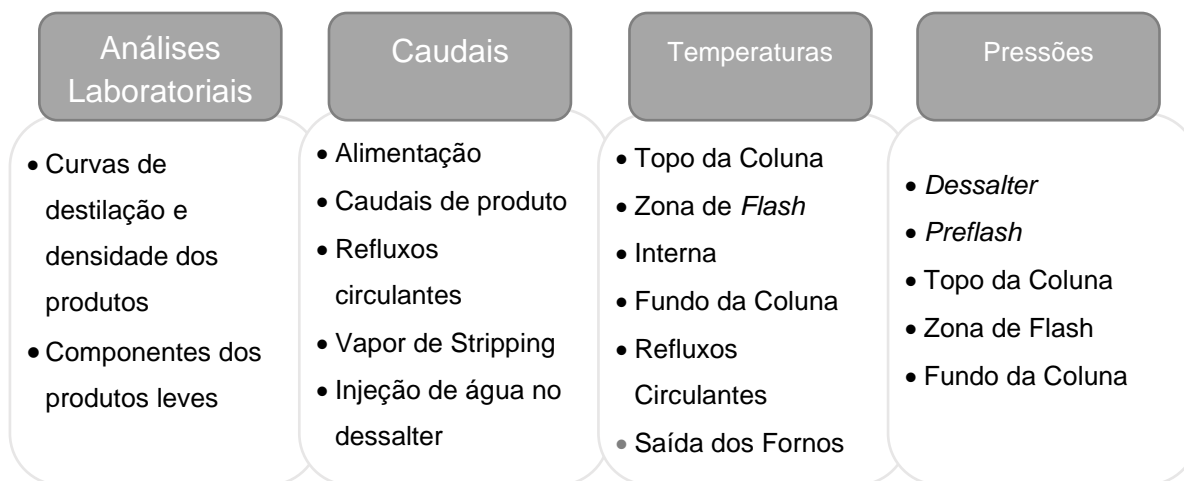


Figura 3.5 Dados recolhidos para construção do modelo da unidade de destilação atmosférica.

Tanto os caudais, como as temperaturas e pressões das correntes foram obtidos através de uma interface que permite monitorizar a unidade em tempo real, apresentado os valores dos controladores da refinaria. O *Aspen Process Explorer™* é o programa utilizado para este efeito.

Tendo em consideração que foram recolhidos dados num período temporal de cinco anos, de forma a facilitar a tarefa de recolha do conjunto de dados, recorreu-se a uma folha de excel



gerada, onde estão dispostos todos os valores médios diários distinguidos pelo nome atribuído a cada controlador (*tag*), dos 365 dias do ano desde a última paragem, em 2014.

Relativamente às análises laboratoriais realizadas pela refinaria, o método foi idêntico. Existe na refinaria um programa onde estão registadas todas as análises laboratoriais efetuadas em todas as unidades, o *Sample Manager*, sendo que também este permite que sejam extraídas as análises para a ferramenta excel, facilitando, mais uma vez, a procura dos conjuntos de dados que reunissem todas as análises necessárias para o modelo. Foram necessárias as curvas de destilação obtidas segundo o teste ASTM D86, para os destilados (petróleo SR, GOL, GOP) e o teste ASTM D1160, para o resíduo atmosférico, como também a densidade de cada um destes produtos, todos estes dados estão tabelados no anexo A 2. Tendo em conta o facto de que amostra de gasolina SR, desde o momento da recolha até ser efetuada a análise laboratorial, perder componentes leves, e visto que o objetivo final era integrar as colunas de fracionamento à unidade de destilação atmosférica e tendo sido também recolhidas as curvas de destilação ASTM D86 das naftas presentes no anexo A 2 e ainda as análises aos componentes constituintes das correntes de LPG, de LPG proveniente do *platforming* e do Fuel Gás, tabelados no anexo A 2.

Construção do modelo

Os modelos T2T são implementados utilizando o número de pratos teóricos, no entanto na realidade, as correntes de vapor e líquido que deixam um dado prato, não estão em equilíbrio. Assim, de modo a obter-se resultados consistentes com os reais, existem dois métodos para ajustar a eficiência da coluna, um deles é mantido o número de pratos reais e é modificada a eficiência de *Murphree* de cada prato, no outro método é ajustado o número de pratos teóricos, mantendo a eficiência de *Murphree* de 100%, somente sendo a última alterada em último caso. Ambos visam atingir o grau de separação observado na unidade em estudo, e, consequentemente, a qualidade dos produtos.

No caso de colunas de grande diâmetro ou padrões de fluxo complexos, a composição líquida em cada prato não é uniforme, o que consequentemente, se traduz na não uniformidade da composição de vapor. Por estas razões o ajuste do número de pratos teóricos é o mais adequado em detrimento do ajuste da eficiência prato-a-prato.

Para o cálculo do número de pratos teóricos foram considerados os seguintes critérios, recomendados pela KBC [30]:

- Eficiência de 70%, para a secção de topo da coluna;
- Eficiência de 25% a 50%, para os *strippers* laterais;
- Eficiência de 50%, para a secção abaixo da zona de *flash*.

A CDU tem 48 pratos reais, aplicados os critérios, são determinados 33 pratos teóricos.

Após serem feitas todas as alterações ao modelo da KBC, de modo a ter uma configuração representativa da coluna real, e utilizando os dados do dia 30 de janeiro de 2019, foram realizadas várias tentativas para atingir uma solução para a coluna. O *software* possui um separador que permite introduzir todas as variáveis necessárias ("*specs*"), denominado por "*monitor page*", ilustrado na Figura 3.6, que permite que facilmente sejam comparados os valores reais dos valores calculados pelo simulador, como também, especificar quais os graus de liberdade da coluna. Foram definidas as seguintes variáveis:

- Caudais, densidades e os pontos 5%,10%,20%,30%,50%,70%,90% e 95% das curvas de destilação dos produtos, relativos aos testes ASTM D86;
- Caudal, densidade e os pontos 5%, 10%, 20%, 30% e 50% da curva de destilação do resíduo atmosférico, relativo ao teste ASTM D1160;
- Caudais volumétricos e temperaturas de retorno dos refluxos circulantes: *pumparounds* e *pumpdowns*;
- Grau de fracionamento (*Gaps/overlaps*) entre os produtos;
- Temperatura interna de pratos e do condensador.

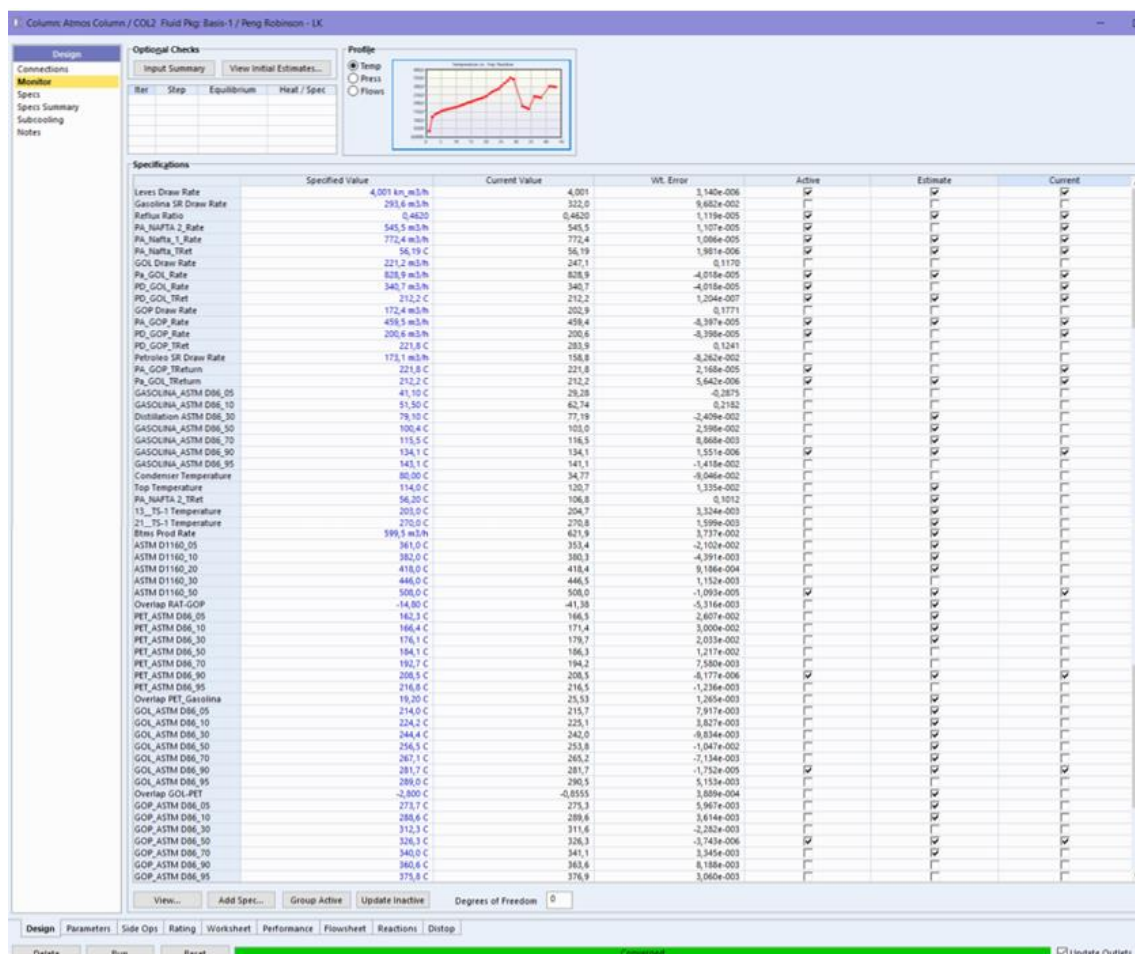


Figura 3.6 Monitor Page PetroSIM™.



Posteriormente, foi necessário trabalhar com as variáveis de modo a perceber qual o conjunto de *specs* ativas que o modelo deve utilizar para o cálculo iterativo e que traduzam não só a convergência do modelo, mas também, valores que realistas.

Todo este processo de tentativa erro para alcançar a convergência de uma coluna T2T exige dispêndio de tempo e não é um processo simples, nomeadamente numa coluna de destilação atmosférica que, com todos os refluxos circulantes, causam problemas e dificuldades no fecho do balanço energético, sendo assim, é importante fixar a variação de temperatura nos refluxos circulantes, isto é, as temperaturas de retorno à coluna, de modo a facilitar a convergência do modelo. A escolha do conjunto de variáveis a utilizar tem por base as recomendações da KBC, para a calibração de uma coluna T2T. [30]

- Caudais volumétricos dos produtos;
- Caudais volumétricos e temperaturas de retorno dos refluxos circulantes (exceto a temperatura de retorno PA de nafta 2 e do PD de GOP);
- Taxa de refluxo de topo.

Configuração da coluna

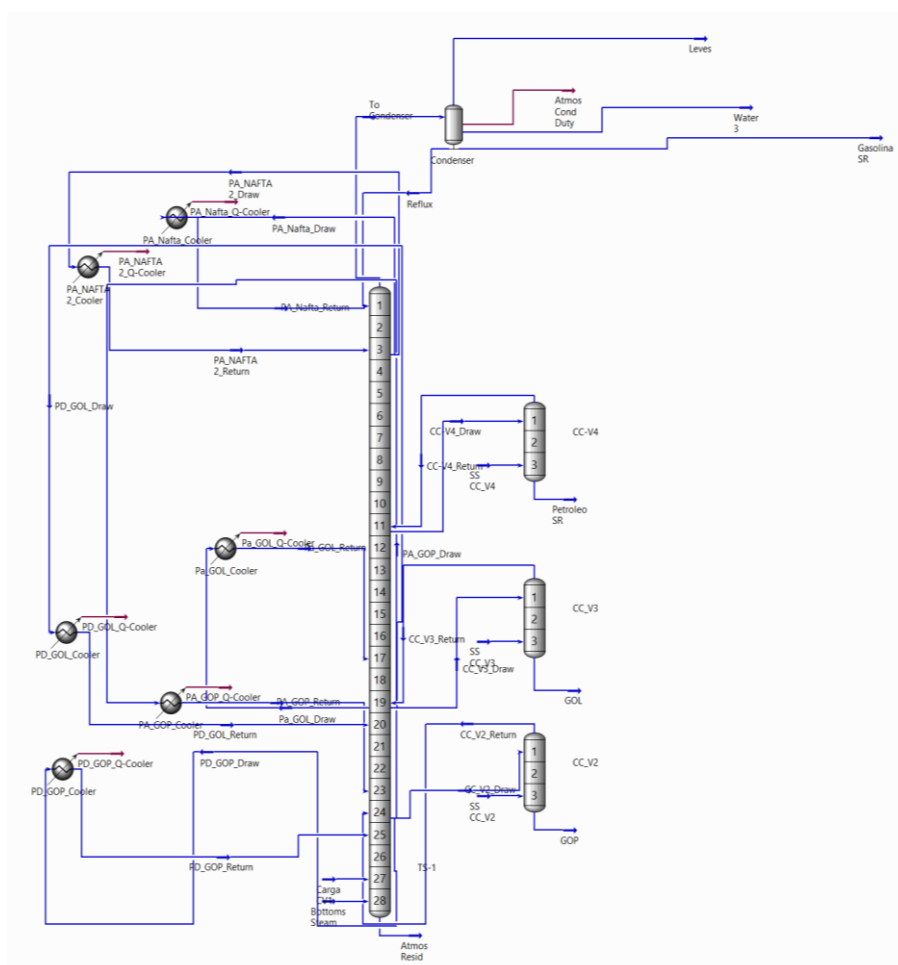


Figura 3.7. Sub-Flowsheet do modelo T2T da CDU com 27 pratos.

[23].

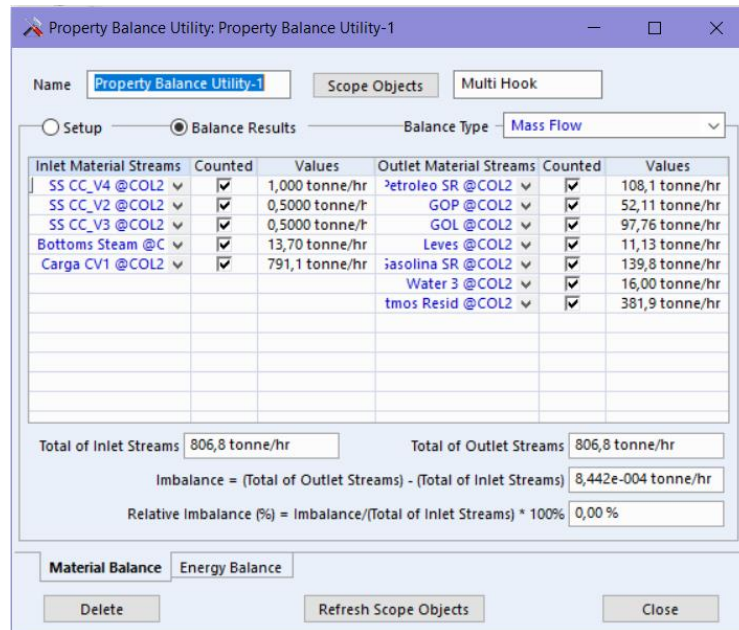


Figura 3.8 - Property balance utility da ferramenta utilities com balanço de massa referente ao dia 30/01/2019.

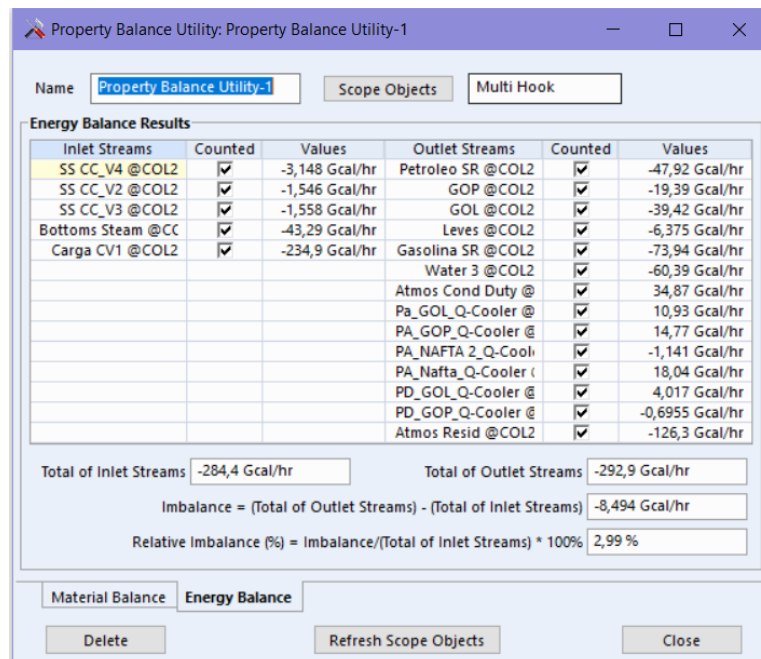


Figura 3.9 Property balance utility da ferramenta utilities com balanço de massa referente ao dia 30/01/2019.



Seguidamente foi necessário retificar a calibração da coluna, tendo em conta que o ajuste do modelo simulava um fracionamento pior do que o que existia na realidade. Pela análise da Figura 3.10, é possível observar isso mesmo, especialmente entre as frações de GOL e GOP e de GOP e RAT, isto é, os *overlaps* (95% - 5%) típicos a verificar entre estas frações tomam valores mais negativos no modelo, verificando-se uma má aderência do modelo aos dados reais, principalmente no início da curva de GOP (5% e 10%), onde se observa que a curva simulada toma valores de temperatura mais baixos. Enquanto que, para a curva de GOL verifica-se um aumento ligeiro gradual do erro aos dados reais. Relativamente aos primeiros pontos da curva de destilação da gasolina SR (5% e 10%) é de notar que o modelo simula uma constituição mais leve do que o que existe na realidade. Este facto pode ser explicado pela perda de leves, desde a recolha da amostra na fábrica até à análise realizada no laboratório, visto que os componentes leves são muito voláteis. No entanto, no geral verifica-se uma boa aderência do modelo T2T aos dados reais, ao longo da extensão das curvas de destilação de todos os produtos.

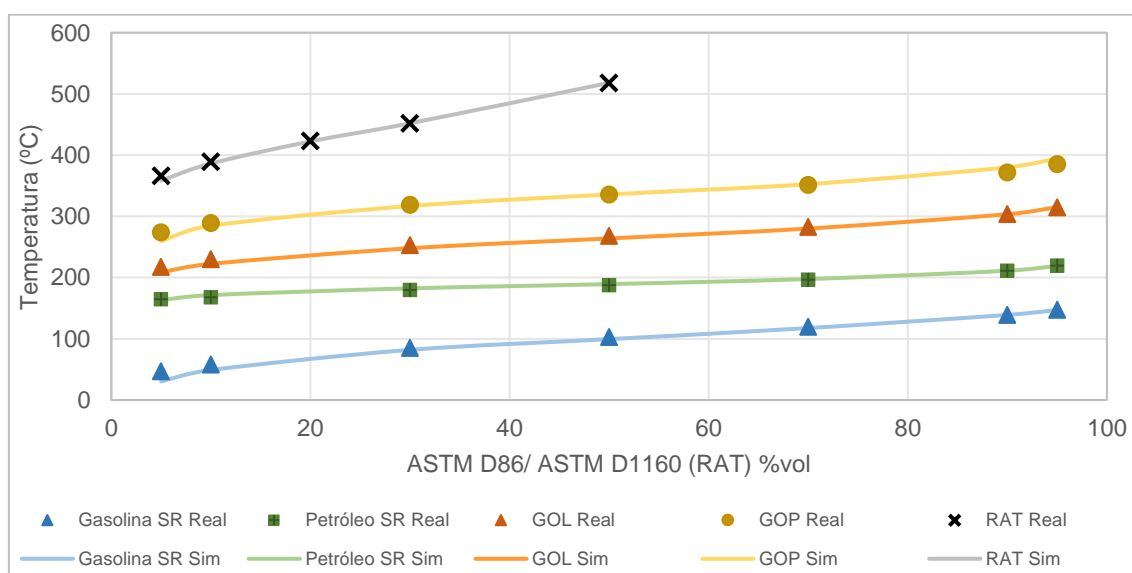


Figura 3.10. Curvas de destilação reais vs simuladas com 27 pratos correspondentes ao dia 30/01/2019.

Na Tabela 3.1 vê-se que o modelo prevê uma temperatura de retorno do *pumparound* de nafta 2 bastante mais alta que a real, e o mesmo acontece com a temperatura de retorno do *pumpdown* de GOP, com um erro relativo associado de 2,8 e 0,3, respetivamente. O erro associado ao grau de fracionamento observado na Figura 3.10 é verificado através dos valores relativos ao grau de fracionamento (*gap/overlap*) apresentados na Tabela 3.1, observa-se que o modelo calcula valores de overlap superiores aos reais nomeadamente, entre o Petróleo SR e o GOL, o GOL e o GOP e ainda o GOP e o RAT, com erros relativos de 4,5, 0,3 e 0,9, respetivamente.



Tabela 3.1. Condições Operatórias da CDU.

			Real	Simulado 27 Pratos	E _{Relativo}
Produtos (m3/hr)	Leves de topo		5022,8	5022,8	0,00
	Gasolina SR		200,5	213,6	0,10
	Petróleo SR		136,7	120,7	0,10
	GOL		125,3	128,4	0,00
	GOP		65,5	78,7	0,20
	RAT		385,9	370,3	0,00
Taxa de Refluxo de topo (vol/vol)			0,3	0,3	0,00
Pumparounds	Caudal (m³/hr)	Nafta 1	436,7	436,7	0,00
		Nafta 2	258,8	258,8	0,00
		GOL	286	286,1	0,00
		GOP	367	367	0,00
	Temperatura Retorno (°C)	Nafta 1	43,3	43,3	0,00
		Nafta 2	43,3	163,1	2,80
		GOL	160,8	160,9	0,00
		GOP	207,4	207,4	0,00
Pumpdowns	Caudal (m³/hr)	GOL	111,1	111,2	0,00
		GOP	144,6	144,6	0,00
	Temperatura Retorno (°C)	GOL	165,1	165,1	0,00
		GOP	286,4	377,8	0,30
Temperatura (°C)		Topo	110	120,3	0,10
		Prato 13	200	196,6	0,00
		Prato 21	257	252,8	0,00
Gap/Overlap	T5% Petróleo SR - T95% Gasolina SR		17,5	16,4	0,10
	T5% GOL- T95% Petróleo SR		-1,9	-10,4	4,50
	T5% GOP - T95% GOL		-41,1	-54,7	0,30
	T5% RAT - T95% GOP		-19,1	-36,1	0,90

Tendo em conta os erros associados ao fracionamento observado no modelo, foi necessário alterar o número de pratos teóricos na zona de esgotamento, analisando-se a resposta do modelo, com a finalidade de atingir a qualidade de fracionamento mais próxima da real.



3.3.2 Previsão

Numa fase inicial, a construção e calibração do modelo foi realizada para um único caso real (caso 0), e após conseguir a melhor calibração que reproduzisse resultados consistentes com os reais, prosseguiu-se para o modo de previsão, testando a simulação para outros seis casos reais de operação da unidade:

- Caso 0 – Alimentação crude *sour* – Carga baixa (30/01/2019)
- Caso 1 – Alimentação crude *sweet* – Carga Alta (23/12/2015)
- Caso 2 – Alimentação crude *sour* – Carga Alta (21/12/2016)
- Caso 3 – Alimentação crude *sweet* – Carga Alta (22/02/2017)
- Caso 4 – Alimentação crude *sour* – Carga Alta (26/04/2017)
- Caso 5 – Alimentação crude *sour* – Carga Alta (26/09/2018)
- Caso 6 – Alimentação crude *sour* – Carga Alta (10/10/2018)

O principal objetivo, que justifica o teste de seis outros casos reside na validação do modelo criado, testando a sua facilidade de convergência e consistência dos resultados.

Todos os conjuntos de dados utilizados, tratam-se de dados reais de operação da unidade e outros obtidos de análises laboratoriais que foram selecionados, tendo em conta os critérios estabelecidos, reunindo todas as propriedades que são objetivo do estudo. Os dados relativos às análises laboratoriais e condições operatórias foram remetidos no anexo A 2.

3.3.3 Seleção da melhor calibração

Na seleção do melhor conjunto de fatores, foi utilizada uma métrica de comparação que consiste numa função objetivo, resultante do somatório do erro relativo de cada dia, ou seja, a soma do erro relativo do respetivo dia, para todos os dias considerado. O erro relativo de cada dia é calculado pela soma do erro relativo determinado para cada uma das propriedades avaliadas, tendo em conta que a todas propriedades foi atribuída igual ponderação. Deste modo, para cada propriedade o erro relativo é calculado segundo a Equação 6, e o erro relativo de um determinado dia pela Equação 7.

Equação 6 - Erro relativo da Propriedade x

$$Erro\ absoluto_{propriedade\ x} = \frac{|x_{simulado} - x_{real}|}{x_{real}} = \frac{|\Delta x_i|}{x_{i\ propriedade}}$$



Equação 7. Erro relativo dia

$$\frac{|\Delta x_i|}{x_{i \text{ dia}}} = \sum \frac{|\Delta x_i|}{x_{i \text{ propriedade}}}$$

3.4 Integração da Desbutanizadora, Desetanizadora e *Splitter* de Naftas

A construção de um modelo de simulação composto por estas duas unidades visa o estudo e análise da performance no seu conjunto.

A adição e construção dos equipamentos necessários representativos desta unidade foi baseada no P&I da unidade fornecido pela Galp e na descrição processual detalhada no capítulo 2.

Resumidamente, a unidade têm um acumulador de carga o CV_13 que recebe os gases leves compridos e a gasolina SR. O efluente do acumulador de carga é bombeado e a este junta-se a corrente de LPG, proveniente do *platforming* para alimentar a desbutanizadora, sendo previamente aquecida (CC-E27) até à temperatura adequada, sendo alimentada no prato 15. O produto de topo (C4-) segue para o acumulador de carga de desetanizadora (CV-16) com ligeiro aumento de pressão. Do fundo do CV-16 a alimentação à desetanizadora sofre um aumento de pressão e é pré-aquecida antes de entrar na coluna. Da desetanizadora é obtido, do topo, o fuel gás e, do fundo da coluna, o LPG. O produto de fundo da CV-14, a nafta estabilizada é aquecida, e alimentada ao *splitter* de naftas no prato 23. Deste fracionamento, são obtidos 3 frações, a nafta ligeira, a nafta média e a nafta pesada.

Inicialmente, de forma semelhante ao método de calibração da CDU, foi necessário, recolher os dados relativos aos balanços de massa e condições operatórias da unidade, à exceção das análises laboratoriais que já tinham sido recolhidas para a sintetização *BackBlending Front to Back* da carga.

À semelhança da coluna de destilação atmosférica foi implementada utilizando o número de pratos teóricos, aplicando o método de ajuste do número de pratos teóricos, ou seja, alterando a eficiência global da coluna e mantendo a eficiência de *Murphree* a 100% de cada prato, pela mesma razão, a composição líquida e vapor em cada prato não ser uniforme. A gama eficiência recomendada para estas colunas é de 50% a 75%. É importante referir que foi tida em conta a eficiência estimada pela refinaria para estas colunas.

3.4.1 Desbutanizadora – CV14

A desbutanizadora é a primeira coluna principal da unidade de fracionamento de gasolina SR e foi desenhada após a adição do acumulador de carga desta unidade (CV-13), que recebe os produtos de topo da CDU, gases leves e gasolina SR. O acumulador de carga encontra-se a uma pressão de 2,4 bar e 73°C, do fundo do CV-13 segue a carga à desbutanizadora onde se junta, posteriormente, a corrente de LPG do PP e antes de ser alimentada à coluna é pré-aquecida pelo CC-E27 até aos 133,7 °C e entra no prato 15.

Para adição destes equipamentos recorreu-se ao *display* de equipamentos do PS, a *Operations Palette*, que está dividido por áreas, *general*, *separation*, *energy*, *logical*, *refining* e *external*. No *general* encontram-se as bombas, os permutadores e o separador, necessários para a construção deste modelo.

Na área *separation*, a “*distillation column sub-flowsheet*” é a mais indicada para reproduzir a coluna de desbutanização. Seguidamente, o software possui um separador que permite a calibração inicial da configuração da coluna, o “connections page”, ilustrado na Figura 3.11, onde é desenhada a coluna, com os produtos de saída da coluna, os pratos teóricos, o prato de alimentação, a pressão de operação no topo e no fundo da coluna, selecionado o tipo de condensador, neste caso, condensador total (CV-15) e a sua variação de pressão como também o *reboiler* do tipo termossifão. Foi considerada uma eficiência de 50% para a desbutanizadora, correspondendo a 15 pratos teóricos.

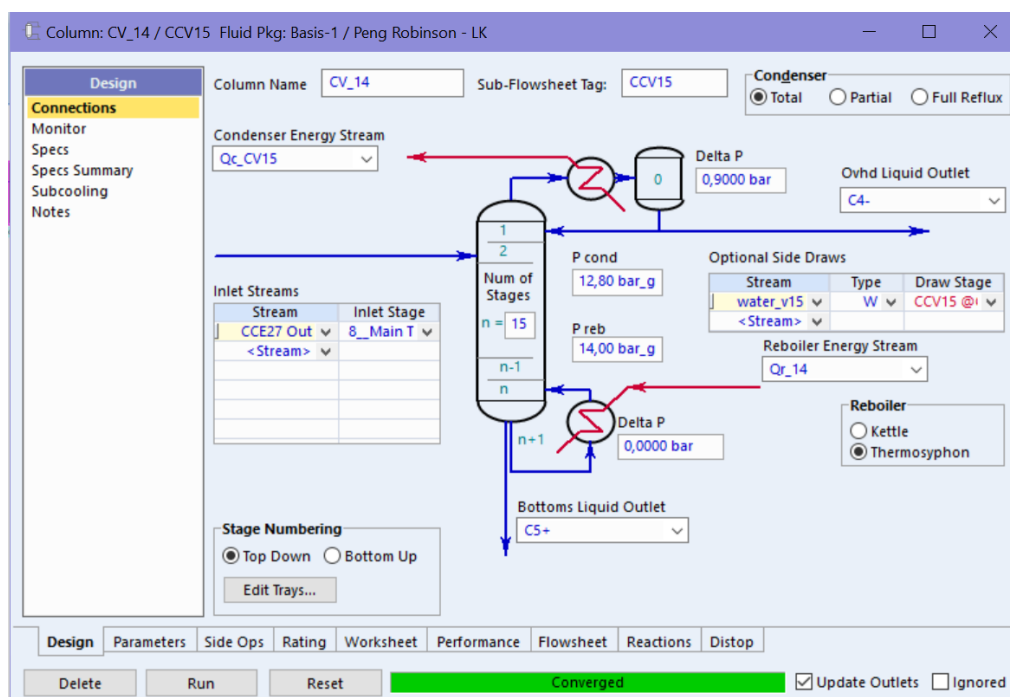


Figura 3.11 Connections Page da desbutanizadora, PetroSIM™.



Após a etapa de configuração da coluna o PS, permite aceder ao *sub-flowsheet* da mesma ilustrado Figura 3.12

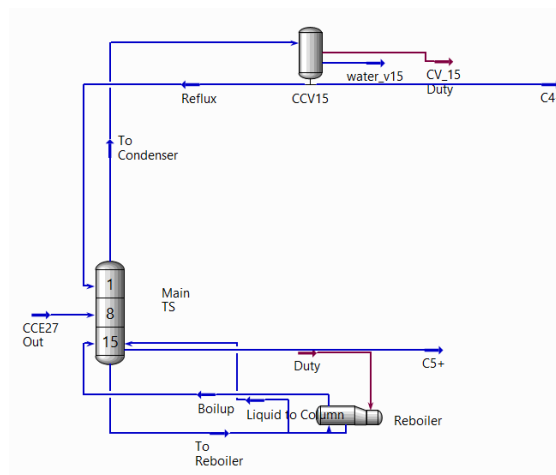


Figura 3.12 Sub-Flowsheet da desbutanizadora.

A etapa seguinte consistiu na introdução de todas as variáveis necessárias (“specs”) no “monitor page” da coluna, apresentado na Figura 3.13, para determinar qual o conjunto de specs que conduzem à convergência da coluna. As specs necessárias à calibração da coluna foram as seguintes:

- Caudais mássicos do produto de topo “Distillate Rate” e de fundo da coluna “C5+ Rate” e o caudal volumétrico de alimentação e de refluxo de topo;
- Reboiler vapour fraction;
- Temperatura de topo, do prato 5 e 6, e do fundo da coluna.

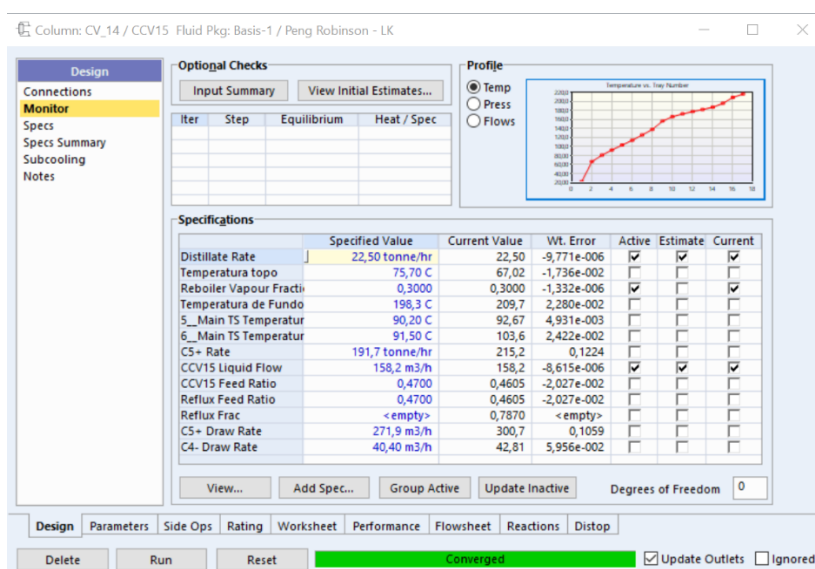
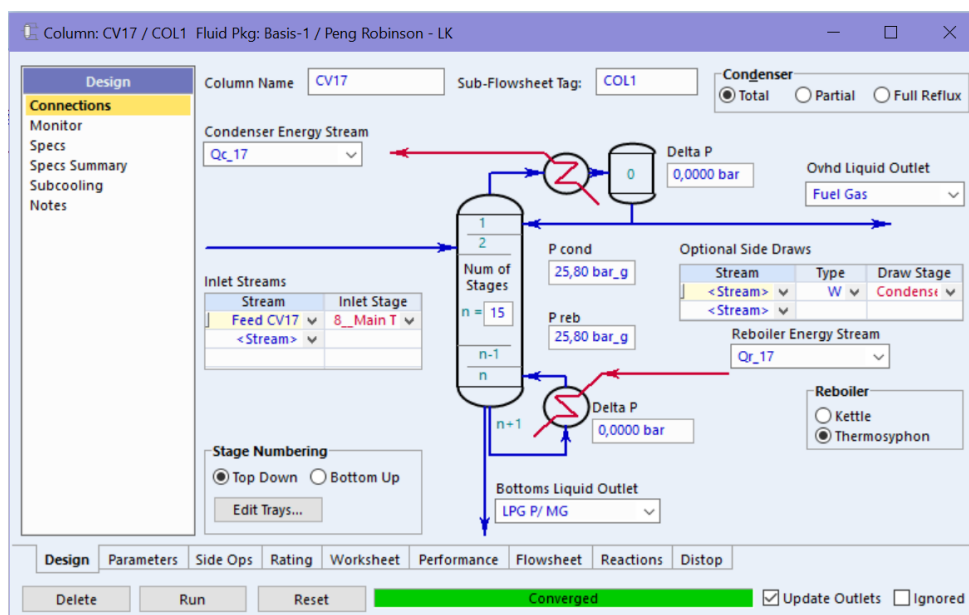


Figura 3.13 Monitor page da desbutanizadora utilizando os dados do dia 21/12/2016.

3.4.2 Desetanizadora – CV17

O processo de calibração da desetanizadora é igual ao desenvolvido para a desbutanizadora, em que é adicionada uma “*distillation column sub-flowsheet*”, e configurada no separador “*connections*”, referente Figura 3.14. Após finalizada a configuração, o *sub-flowsheet* da coluna está ilustrado na Figura 3.15. E eficiência de operação desta coluna é considerada de 50%.



47

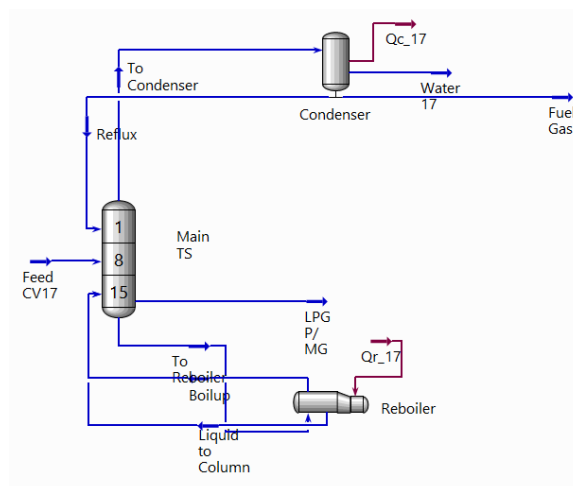


Figura 3.15 Sub-flowsheet da desetanizadora.

No *monitor page* foram introduzidas as variáveis necessárias à calibração da coluna. Da mesma maneira que na coluna descrita anteriormente, foram definidos os caudais volumétricos dos produtos, fuel gás e LPG, e de refluxo de topo, a temperatura de topo, do prato 3 e do fundo da coluna, e o *reboiler vapour fraction*, no *monitor page* como representado na Figura 3.16

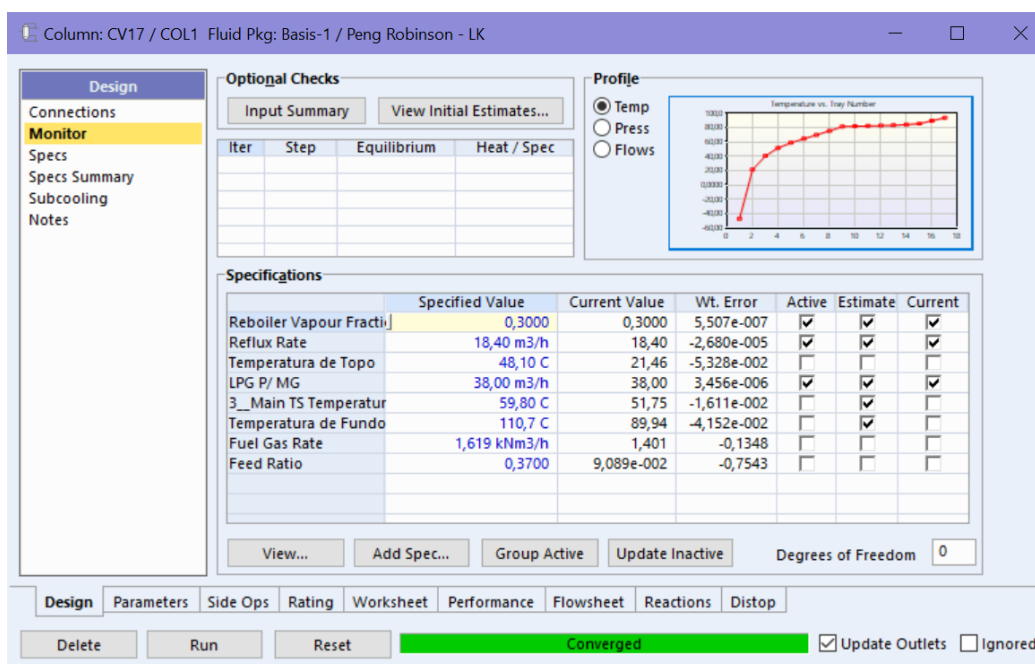


Figura 3.16. Monitor page da Desetanizadora utilizando os dados correspondentes ao dia 21 de Dezembro de 2016.

Para a construção desta coluna é utilizado um método que é muito semelhante ao de construção da CDU. Contudo, com a vantagem de ter menor número de graus de liberdade, apenas 4, o que facilita a sua calibração. O número de pratos teóricos foi calculada considerando uma eficiência de 70% da coluna, como aconselhado pela KBC, podendo esta ser alterada de modo a aproximar os resultados de fracionamento aos reais. O processo de calibração do splitter de naftas começa pela adição de uma “*distillation column sub-flowsheet*”, e configurada no separador “*connections*”, referente à Figura 3.17.

Column: CC_V19 / COL3 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng Robinson - LK

Design

Column Name: **CC_V19** Sub-Flowsheet Tag: **COL3**

Connections

Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Condenser Energy Stream: **Qc_19**

Condenser: ☒ Total ☐ Partial ☐ Full Reflux

Delta P: **0,0000 bar**

Overhead Liquid Outlet: **Nafta Ligeira**

Inlet Streams

Stream	Inlet Stage
Nafta Quente	17_Main
<Stream>	

Num of Stages: **n = 21**

Optional Side Draws

Stream	Type	Draw Stage
Nafta Média	L	11_Main
<Stream>		

Reboiler Energy Stream: **Qr_19**

Reboiler: ☐ Kettle ☒ Thermosyphon

Stage Numbering: ☒ Top Down ☐ Bottom Up

Edit Trays...

Delta P: **0,4000 bar_g**

Delta P: **0,7000 bar_g**

Delta P: **0,0000 bar**

Bottoms Liquid Outlet: **Nafta Pesada**

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Distop

Delete Run Reset **Converged** ☒ Update Outlets ☐ Ignored

The diagram illustrates a distillation column system for separating naphtha. The feed, labeled "Nafta Quente", enters the column at the 17th tray. The column has four trays shown, numbered 1, 11, 17, and 21 from top to bottom. The top product, "Nafta Ligeira", is withdrawn from the condenser. The bottom product, "Nafta Pesada", is withdrawn from the reboiler. The reboiler is connected to the bottom of the column (tray 21) and has a "Boilup" stream returning to the column. The condenser is connected to the top of the column (tray 1) and has a "Reflux" stream returning to the column. The reboiler is also connected to a "Liquid to Column" stream. The reboiler is labeled "Reboiler" and has a heat duty $Q_{r,19}$. The condenser is labeled "Condenser" and has a heat duty $Q_{c,19}$. The main distillate stream is labeled "Main TS" and "Nafta Média". The bottoms stream is labeled "Nafta Pesada". The top product is labeled "Nafta Ligeira". The bottom product is labeled "Nafta Pesada". The reboiler is labeled "Reboiler" and the condenser is labeled "Condenser". The heat duties are $Q_{r,19}$ for the reboiler and $Q_{c,19}$ for the condenser. The reflux is labeled "Reflux" and the boilup is labeled "Boilup". The liquid to column is labeled "Liquid to Column". The main distillate is labeled "Main TS" and "Nafta Média". The bottom product is labeled "Nafta Pesada". The top product is labeled "Nafta Ligeira".

49



Para a calibrar a CV19 foram necessários os dados reais da refinaria dos caudais de produto (balanço de produção) e de refluxo, das condições operatórias no anexo A 2 (perfil de temperatura e pressão ao longo da coluna) e as análises laboratoriais ASTM D86 realizadas aos produtos da coluna, apresentadas no anexo A 2.

Como especificações são fixados os caudais mássicos de nafta ligeira e nafta média, o rácio de refluxo de topo e a fração de vapor do *reboiler*, apresentado no *Monitor Page*, Figura 3.19, o caudal do produto de fundo que é livre propositadamente, de maneira a que o *software* consiga, mais facilmente, fechar o balanço de massa à coluna.

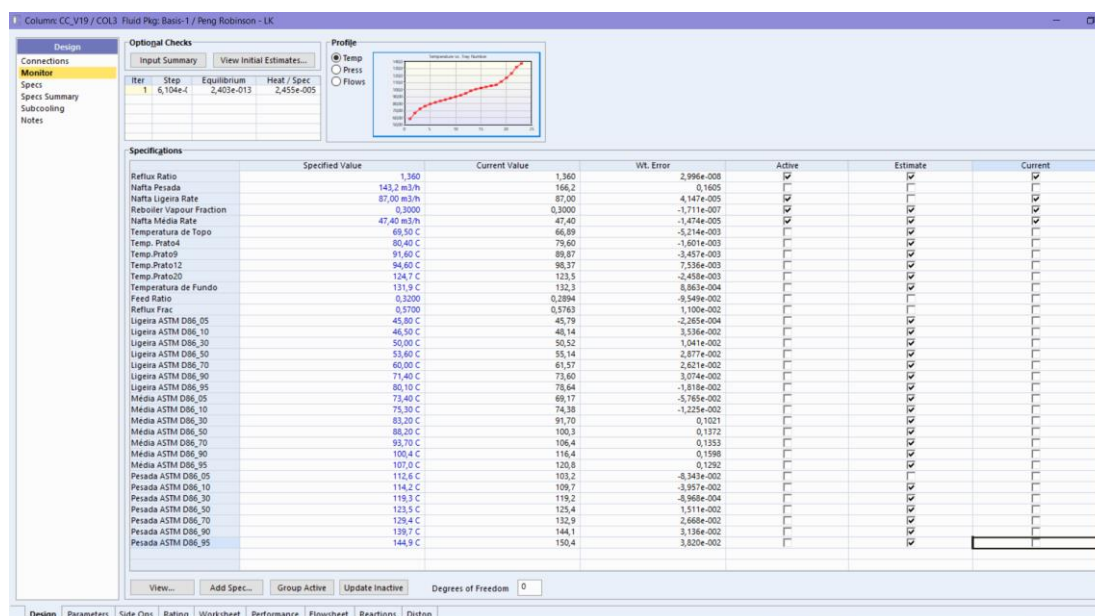


Figura 3.19. Monitor page do Splitter de Naftas utilizando os dados correspondentes ao dia 21 de Dezembro de 2016.

No decorrer da análise comparativa entre os dados reais e os dados obtidos pelo simulador foram detetados desvios relativamente aos balanços mássicos das colunas. Sabe-se que os medidores de caudal situados na medição dos componentes mais leves têm revelado incertezas, pelo que os balanços a esta unidade não fecham. Na tentativa de conseguir perceber qual o medidor errado ou onde é se verificava maior desvio, recorreu-se a uma folha excel, que recebe os valores das *tags* exportados pela interface *Aspen Process Explorer™*, com os valores médios diários dos medidores de caudal em estudo.

A metodologia utilizada foi o cálculo do balanço mássico a cada coluna principal e depois a combinação entre cada duas e por fim o balanço global envolvendo as três colunas. Como esperado, efetivamente, verificou-se desvios significativos na análise dos balanços.

Com o objetivo de identificar onde estaria o problema foram calculados esses mesmos balanços para todos os casos de estudo, foi tida em conta uma corrente de LPG proveniente do HC que ocasionalmente se pode juntar à alimentação da desbutanizadora. Os resultados do



cálculo dos desvios ao balanço mássico encontram-se no anexo A 2. Relativamente aos dados do dia de calibração destas colunas, 21/12/2016, conclui-se que nesse dia a unidade não recebia a corrente de LPG do HC, e os desvios calculados foram, um desvio positivo 10% na desbutanizadora, um desvio negativo de 8% na desetanizadora e um desvio positivo de 7%.

3.5 Casos de Estudo

Um dos maiores desafios de uma refinaria é a redução da quantidade de resíduo produzido pelas unidades, a evolução das refinarias tem sido conduzida por esta tendência, a construção de novas unidades capazes de produzir produtos de alto valor de mercado a partir de produtos mais pesado.

A destilação atmosférica é a responsável pela primeira etapa separação do crude em vários produtos que posteriormente, são tratados em unidades a jusante, nesse sentido, o rendimento destes produtos afetam as restantes unidades. Várias têm sido as estratégias estudadas para diminuição do rendimento de resíduo atmosférico, favorecendo as restantes frações desta unidade.

A nível energético, a unidade de destilação atmosférica representa cerca de 20% do consumo de energia, visando a economia de energia a unidade recorre a integração energética entre permutadores e os produtos quentes.

3.5.1 Alimentar o vapor de *preflash* imediatamente abaixo do ponto de extração do petróleo SR.

A função da coluna de *preflash* na unidade de destilação de crude consiste em prevaporizar o crude de forma a melhorar a eficiência energética da mesma, diminuindo a quantidade de crude que segue para os fornos. Na simulação, o *pre-flash* é um separador adiabático que dá origem a duas correntes saturadas: líquida (produto de fundo) e vapor (produto de topo). A corrente de vapor é principalmente composta por nafta instável, com parte dos componentes mais leves presentes no crude. A quantidade de leves vaporizados na coluna de *preflash* depende da temperatura e da pressão de operação, neste caso particular, opera a 145°C e a 1,4 bar.

A configuração utilizada pela refinaria de Sines, os leves vaporizados na coluna de *pré-flash* voltam a juntar-se ao crude após sair da fornalha. Consequentemente, representa uma diminuição da temperatura de *flash* visto que a temperatura do vapor vai baixar a temperatura



de entrada do crude em cerca de 10 °C, o que traduz um gasto energético maior por parte das fornos de carga.

Uma solução para resolver esta perda de calor é alterar a configuração da coluna, alimentando os vapores provenientes do *preflash* no prato imediatamente a baixo do prato de extração de petróleo SR, como ilustrado na Figura 3.20, permitindo que os HC mais leves entrem numa zona da coluna com condições idênticas.

Para o estudo desta estratégia foram determinados os seguintes critérios:

- Vapores de *pre-flash* alimentados ao prato imediatamente abaixo do prato de extração de petróleo, prato 12;
- Temperatura de *flash* mantida 354 °C;
- Diminuição da temperatura de extração do forno.

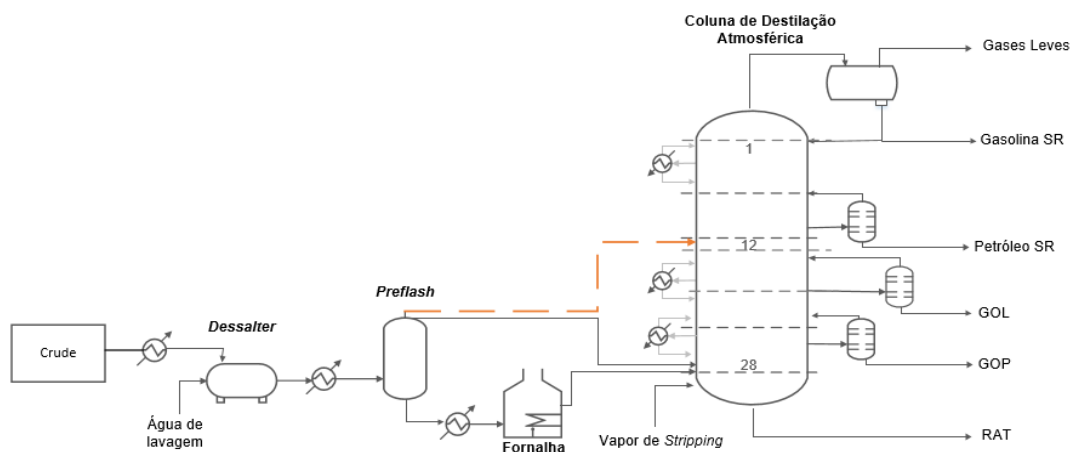


Figura 3.20 Alteração da configuração da CDU com vapores de preflash alimentados ao prato 12.

3.5.2 Estratégia de condução do splitter de naftas, 2 ou 3 cortes

Atualmente a configuração do *splitter* de naftas da unidade de fracionamento de gasolina SR, funciona com três cortes, como já referido anteriormente. O corte intermédio é constituído essencialmente por hexano e outros compostos mais pesados, deve-se principalmente ao controlo de percursos de benzeno, entre os quais os naftenos, ciclopentanos e ciclohexanos, na nafta pesada para a unidade de *platforming* a jusante, de modo a que a gasolina cumpra a especificação de uma quantidade de benzenos inferior a 1%. No entanto, são sacrificadas quantidades de C7 para nafta química.

Avaliando a situação do ponto de vista lucrativo, a nafta química em comparação com a nafta ligeira e a nafta pesada tem um valor muito mais baixo, certa que 8 €/ton (média de 2018,



no anexo A3), ao ser desperdiçada nafta pesada para nafta química traduz-se numa perda significativa de um produto de maior valor no mercado e, consequentemente, perda de lucro para a empresa.

O objetivo deste caso de estudo é testar quais são as condições adequadas de operação com a retirada do corte lateral do *splitter*, garantindo que a nafta pesada não tenha na sua composição HC mais leves, os percursos de benzeno, mantendo ativa a especificação do primeiro ponto da curva de destilação da mesma. Nesse sentido, as especificações dadas ao modelo na “*monitor page*”, apresentadas na Figura 3.21, foram as seguintes:

Base – 3 Cortes: Rácio de refluxo, *reboiler vapour fraction*, ASTM D86 5% Nafta Média e ASTM D86 5%vol Nafta Pesada.

Teste – 2 Cortes: Rácio de refluxo, *reboiler vapour fraction* e ASTM D86 5%vol Nafta Pesada.

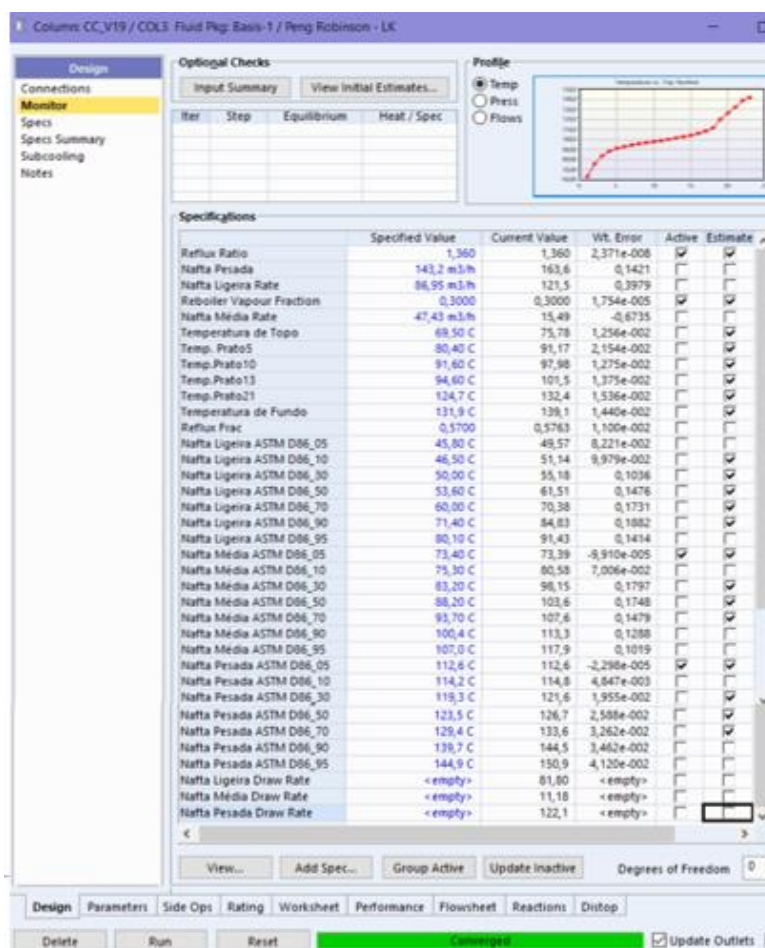


Figura 3.21 Monitor page do splitter de naftas com as especificações utilizadas para estudo da estratégia de condução com apenas 2 cortes, base.



3.5.3 Condições ótimas que minimizam a quantidade de HC leves no resíduo atmosférico

O software *PetroSIM™* possui uma ferramenta de otimização, denominada *optimizer*, cuja função se baseia na resolução de um modelo em específico, permite selecionar as variáveis independentes a otimizar, as restrições ao modelo e as variáveis que compõe a função objetivo. O *optimizer* manipula as variáveis independentes até que tenha maximizado, ou minimizado, a sua função objetivo ou até alcançar a igualdade imposta pelo utilização.

A metodologia utilizada pelo *optimizer*, inicialmente, perturba cada uma das variáveis independentes de forma a determinar um gradiente. É verificado se alguma das restrições é violada e exibe essa informação para cada interação no separador *solver*. Numa dada situação, em que o *optimizer* encontre um caso em que não seja possível resolver durante a execução, possui a capacidade de continuar a interação com o próximo conjunto de variáveis e restrições impostas.

Aplicando esta ferramenta ao modelo de simulação foi possível estudar quais as condições ótimas que minimizam a quantidade de HC leves presentes no resíduo atmosférico.

A primeira etapa é adicionar o *optimizer* ao PFD do modelo, presente no separador *logical operations* da barra de ferramentas. A segunda etapa baseia-se na introdução das variáveis necessárias à função objetivos, as restrições e as variáveis independentes.

Para resolução deste problema foi imposto a função objetivo os preços médios anuais de 2018 dos produtos da unidade e com o preço por giga caloria do gás natural usado como combustível no forno, apresentados na *Tabela 3.2*. O objetivo é maximizar os produtos com preço mais elevado e minimizar o calor fornecido ao forno de carga, sendo que a última, é imposta no *optimizer* com valor negativo. Na *Figura 3.22*, apresenta o separador “*objective*” na secção *design* do *optimizer* onde são impostas estas variáveis.

Tabela 3.2 Variáveis que constituem a função objetivo.

Objecto	Valor	Unidade
Fuel Gás	380,8	€/ano
LPG	481,6	€/ano
Nafta Ligeira/Nafta Média	498,8	€/ano
Nafta Pesada	506,8	€/ano
GOL/GOP	531,7	€/ano
RAT	354,1	€/ano
Calor fornecido ao forno	33,8	€/Gcal

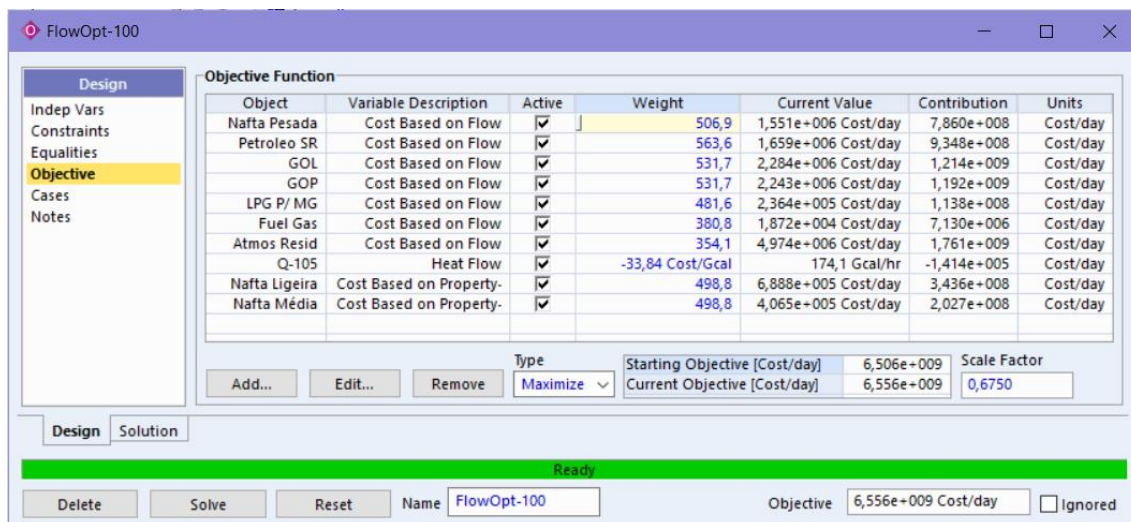


Figura 3.22 Separador objective da secção design da ferramenta optimizer, PetroSIM™.

Para minimizar a quantidade de HC leves no resíduo atmosférico podem ser avaliadas algumas variáveis, entre as quais a temperatura de *flash*, conseguida pelo aumento da temperatura de extração do crude dos fornos de carga visando a vaporização de maior quantidade de hidrocarbonetos leves, que também pode ser favorecido pelo aumento do vapor de *stripping* e pelo refluxo interno da coluna. Nesse sentido, as variáveis a manipular pelo *optimizer* são, o caudal de vapor de stripping, a temperatura de extração do crude do forno, e os caudais de *pumparound* de nafta 1 e 2, GOL e GOP, cujos valores base estão tabelados na Tabela 3.3. A metodologia utilizada pelo optimizer para manipular as variáveis independentes carece de uma gama de operação, para o qual é definido um valor máximo e mínimo admitido.

Tabela 3.3 Variáveis independentes inseridas no optimizer e respetivas gamas de otimização e tamanho do passo.

Variáveis Independentes	Mínimo	Base	Máximo
Q Vapor de Stripping (Ton/hr)	10,0	14,4	21,0
T _{extração} forno (°C)	350,0	369,0	375,0
Q _{PA} Nafta 1 (m ³ /hr)	700,0	772,4	500,0
Q _{PA} Nafta 2 (m ³ /hr)	500,0	545,5	800,0
Q _{PA} GOL (m ³ /hr)	750,0	828,9	600,0
Q _{PA} GOP (m ³ /hr)	400,0	459,5	900,0



Estas condições são introduzidas no separador “*indep vars*” da secção *design* do *optimizer*, ilustrado na Figura 3.23.

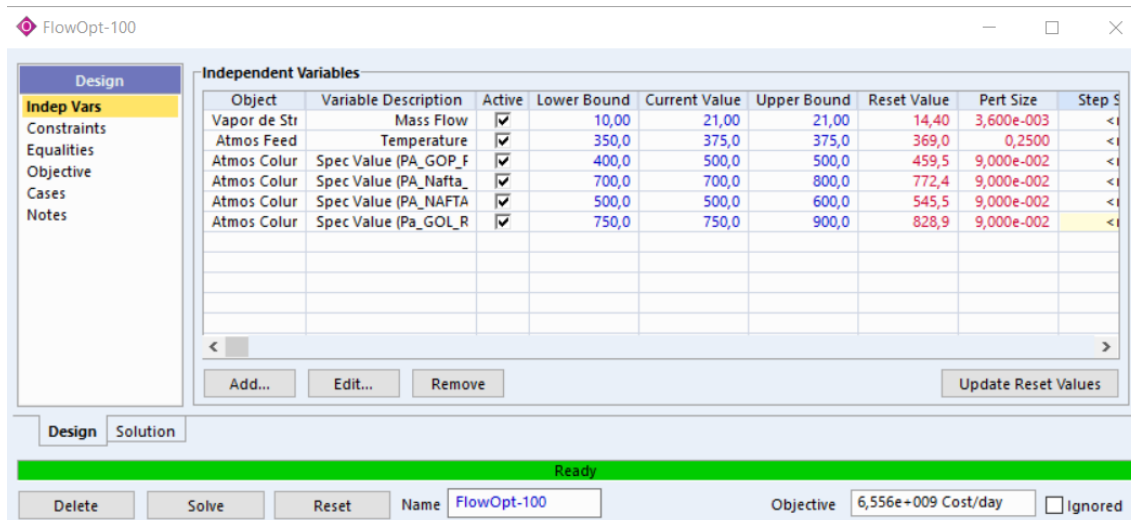


Figura 3.23 Separador *Indep Vars* da secção *design* da ferramenta *optimizer*, PetroSIM™.

O separador *solver* da secção “*solution*” disponibiliza três algoritmos distintos para resolução das iterações, o *COBYLA*, o *Xpress-SLP* e o *Ipopt*, onde para cada um deles é definido a tolerância de convergência e o tamanho do passo, que de acordo com a KBC deve ser o valor $1,0 \times 10^{-4}$ e o valor de 1, respetivamente, também é definido o número máximo de iterações e uma das 4 maneiras de resolver o cálculo, o *auto-solve with flowsheet*, o *auto-scale before solve*, o *use best feasible iteration* e o *optimize over date period*.

O *Ipopt* e o *Xpress-SLP* ambos exigem o cálculo jacobiano completo, enquanto que o *COBYLA* é uma implementação de otimização não linear livre de derivadas e basicamente movimenta o modelo recorrendo aos valores atuais da função objetivo e das restrições. Assim, os dois primeiros são dependentes de um modelo bem comportado, com resultados reprodutíveis.

Tendo em conta a experiência de operação da unidade, é esperado que para minimizar a quantidade de HC leves no fundo a temperatura de extração do forno seja mais alta como também o caudal de vapor de stripping. Nesse sentido, testar todos os algoritmos de maneira a determinar qual seria capaz de encontrar uma solução, viável que apresenta-se o decréscimo de rendimento de resíduo atmosférico.



3.5.4 Condições ótimas de operação do pumpdown de gasóleo pesado

Testar esta estratégia surgiu pelo facto de anteriormente ter sido estudado a possibilidade de que o pumpdown de gasóleo pesado fosse uma corrente de retorno quente e não fria. Os resultados obtidos pela refinaria apontavam para um acréscimo do rendimento do corte de GOP em cerca de 0,5% e, esta mudança foi efetivamente implementada. No entanto, em operação real nunca tinha sido quantificado verdadeiramente esse efeito no fracionamento.

Para isso foi realizado um *test run*, em que a coluna de destilação atmosférica operou em condições de pumpdown quente e pumpdown frio. Os resultados do *test run* concluíram que com o *pumpdown* quente verifica-se uma perda de hidrocarboneto leves do resíduo atmosférico para o GOP em cerca de 1%. Neste sentido, decidiu-se reproduzir o *test run* neste modelo de simulação válido e analisar quais seriam os resultados.

Tal como anteriormente, foi necessário o acesso a todos os dados de condições operatórias, análises de laboratório e balanços de massa, é importante referir que neste período não foram efetuadas análises aos cortes leves (gasolina SR, naftas, LPG e fuel gás) pelo que, para ser possível sintetizar o crude recorreu-se a um dia com uma qualidade de crude idêntica para caracterizar os produtos em falta. Os dados recolhidos relativamente à operação em *pumpdown* quente são referentes ao dia 10 de Julho, e de *pumpdown* frio a 11 de Julho de 2019.

A metodologia utilizada baseou-se na diminuição da eficiência do prato 26, o teste é dividido em duas situações:

- **Situação 1:** Operação *pumpdown* de GOP quente, corrente retorna à temperatura de extração, configuração e especificações mantidas;
- **Situação 2:** Operação *pumpdown* de GOP frio, corrente retorna à temperatura de PA, eficiência do prato 26 a 40% e especificações mantidas.





4. Discussão de Resultados

4.1 Simulação da Unidade de destilação atmosférica

A configuração final da CDU consiste no melhor compromisso entre os valores calculados relativos às condições operatórias e à qualidade do fracionamento verificada nas curvas de destilação dos produtos. Neste capítulo, avaliar-se-á o ajuste aos dados reais das condições operatórias da coluna, bem como a qualidade do fracionamento comparando-se ainda o modelo em modo previsão utilizando 6 casos distintos.

4.1.1 Calibração

Como referido anteriormente, a calibração de uma coluna prato-a-prato é um processo iterativo trabalhoso e demorado. Com o objetivo de melhorar o fracionamento do modelo após a avaliação dos resultados apresentados na Tabela 3.1, foi necessário trabalhar, mais uma vez, na zona de retificação e fundo da coluna.

Na Figura 4.1 são apresentadas as curvas de destilação reais e simuladas depois da adição de um prato imediatamente acima da zona de *flash*, na qual é possível observar a melhoria no ajuste final da curva de GOL e no ajuste inicial da curva de GOP, sem prejudicar toda a extensão das curvas das restantes frações, traduzindo-se numa aproximação bastante boa aos dados reais.

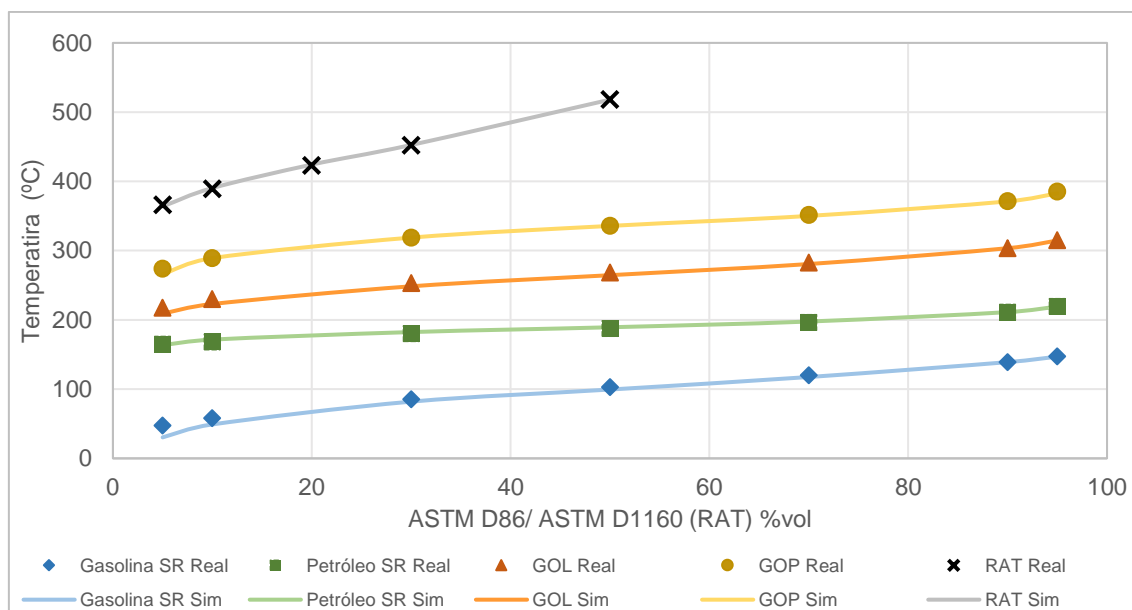


Figura 4.1. Curvas de destilação reais vs simuladas com 28 pratos correspondentes ao dia 30/01/2019.



Com a finalidade de verificar pormenorizadamente a melhoria detetada pela adição do prato 26, foi feita uma análise comparativa das condições operatórias em ambos os casos. Na Tabela 4.1 verifica-se que há uma diminuição do *overlap* entre as frações de GOL e GOP e o mesmo acontece ao *overlap* entre as frações GOP e RAT em cerca de 0,11 e 0,8, respetivamente. Estes resultados permitem concluir que a configuração com 28 pratos reproduz uma melhoria no ajuste da previsão dos dados reais, conseguindo um bom compromisso entre os erros encontrados relativos ao fracionamento da coluna.

Tabela 4.1 Condições operatórias da coluna com 27 pratos vs coluna com 28 pratos.

			Real	Simulado 27 Pratos	E _{Relativo}	Simulado 27 Pratos	E _{Relativo}
Produtos (m3/hr)	Leves de topo		5022,8	5022,8	0,00	5022,8	0,00
	Gasolina SR		200,5	213,6	0,10	213,6	0,07
	Petróleo SR		136,7	120,7	0,10	120,7	0,12
	GOL		125,3	128,4	0,00	128,4	0,02
	GOP		65,5	78,7	0,20	78,7	0,20
	RAT		385,9	370,3	0,00	370,3	0,04
Taxa de Refluxo de topo (vol/vol)			0,3	0,3	0,00	0,3	0,00
Pumparounds	Caudal (m³/hr)	Nafta 1	436,7	436,7	0,00	436,7	0,00
		Nafta 2	258,8	258,8	0,00	258,8	0,00
		GOL	286	286,1	0,00	286,1	0,00
		GOP	367	367	0,00	367,0	0,00
	Temperatura Retorno (°C)	Nafta 1	43,3	43,3	0,00	43,3	0,00
		Nafta 2	43,3	163,1	2,80	163,1	2,77
		GOL	160,8	160,9	0,00	160,9	0,00
		GOP	207,4	207,4	0,00	207,4	0,00
Pumpdowns	Caudal (m³/hr)	GOL	111,1	111,2	0,00	111,2	0,00
		GOP	144,6	144,6	0,00	144,6	0,00
	Temperatura Retorno (°C)	GOL	165,1	165,1	0,00	165,1	0,00
		GOP	286,4	377,8	0,30	367,0	0,28
Temperatura (°C)		Topo	110	120,3	0,10	120,3	0,09
		Prato 13	200	196,6	0,00	196,6	0,02
		Prato 21	257	252,8	0,00	252,8	0,02
Gap/Overlap	T _{5%} Petróleo SR - T _{95%} Gasolina SR		17,5	16,4	0,10	16,6	0,05
	T _{5%} GOL - T _{95%} Petróleo SR		-1,9	-10,4	4,50	-10,2	4,35
	T _{5%} GOP - T _{95%} GOL		-41,1	-54,7	0,30	-48,8	0,19
	T _{5%} RAT - T _{95%} GOP		-19,1	-36,1	0,90	-18,9	0,01

Devido ao facto de que neste dia a carga à unidade foi muito mais baixa do que o habitual no processamento da unidade, foram testados os 6 casos seguinte com 27 e 28 pratos, tendo



por finalidade analisar qual seria, efetivamente, a configuração que melhor representava o fracionamento real. Os gráficos relativos à configuração com 27 pratos encontram-se no anexo A 2. Após a análise das curvas de destilação dos casos, concluiu-se que a configuração que melhor se ajusta às qualidades reais é a coluna com 28 pratos teóricos. A Tabela 4.12, ilustra a configuração final da coluna com 28 pratos.

Configuração final da coluna

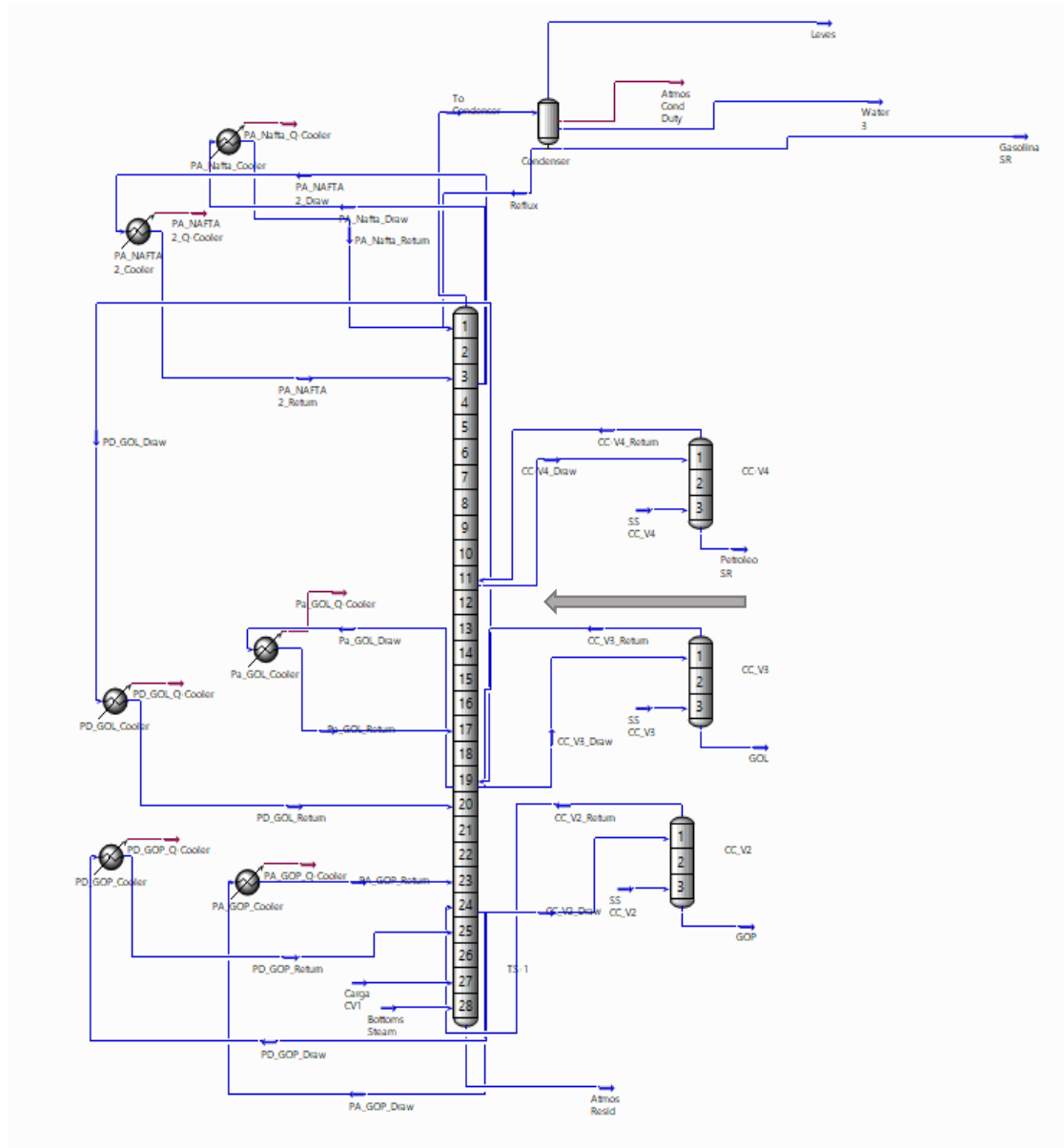


Figura 4.2. Sub-Flowsheet: Configuração final do modelo T2T da CDU utilizando os dados correspondentes ao dia 20 de Janeiro de 2019.



4.1.2 Previsão

O modo de previsão tem por base uma metodologia diferente do modo de calibração. Neste trabalho foram avaliados 6 casos diferentes do caso base, como detalhado no capítulo anterior. As especificações ativas no “*monitor page*” alteram-se ligeiramente, isto é, os caudais volumétricos deixam de estar ativos e passam a estar ativas as qualidades da destilação, sendo que neste caso, foram selecionados os pontos ASTM D86 95%vol dos produtos destilados e os ASTM D1160 50% vol para o RAT. Os caudais volumétricos de *pumparounds* e *pumpdowns* são mantidos ativos, assim como as temperaturas de retorno dos mesmos, à exceção da temperatura de retorno do PA de nafta 2 e do PD de GOP, de forma a cumprir os graus de liberdade disponíveis e testando qual conjunto de *specs* que apresentam melhor ajuste aos resultados reais.

Os resultados do “*imbalance*” calculado para o balanço de massa e de energia os valores calculados pelo modelo, estão discriminados na Tabela 4.2, conclui-se que em nenhum dos casos testados o “*imbalance*” desobedece à gama recomendada, e apenas 2 dos casos apresentam desvios no balanço de energia.

Tabela 4.2 Resultados do imbalance calculado pelo modelo para o balanço de massa e energia.

Dias	Balanço de massa	Balanço de energia
Caso 0	0	2,99
Caso 1	0	0
Caso 2	0	0
Caso 3	0	0
Caso 4	0	0
Caso 5	0	-0,94
Caso 6	0	0

Da Figura 4.3 à Figura 4.8, estão representas as curvas de destilação previstas pelo modelo de simulação final. A análise das curvas de destilação para os 6 casos previstos revela um bom ajuste entre as curvas previstas e as reais. Ainda que, se verifique uma menor aderência ao primeiros pontos da curva de gasolina SR, devido à compensação do modelo ao captar as análises dos produtos leves, LPG PP fuel gás e naftas em relação à amostra real, que até à sua realização sofre uma evaporação dos componentes mais leves, empobrecendo a qualidade da análise. Os erros encontrados nestes pontos não excedem os 17 °C.

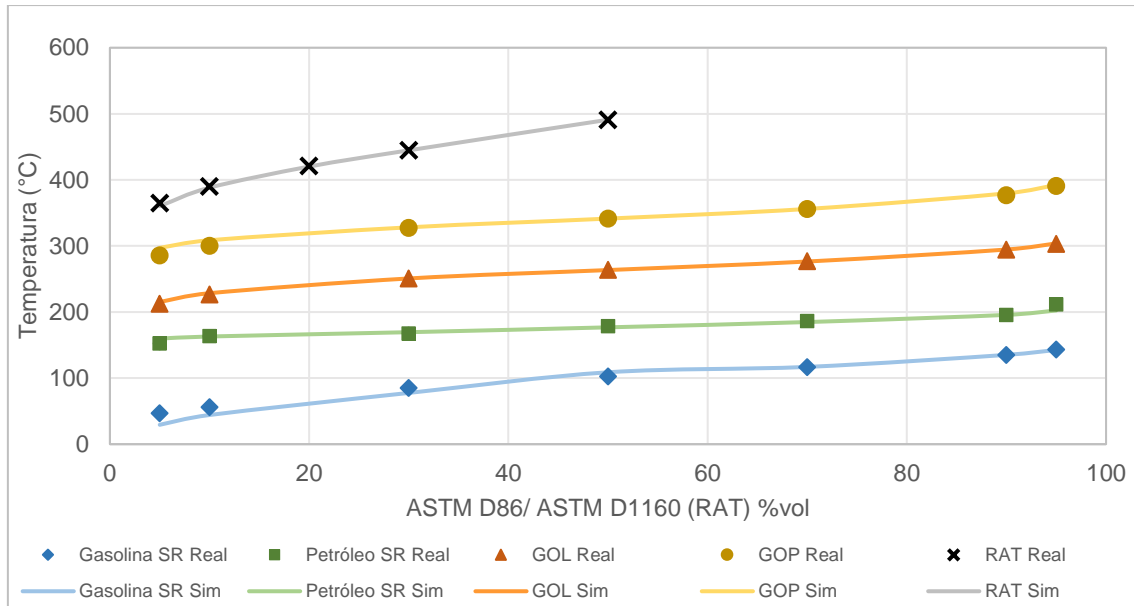


Figura 4.3 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes caso 1.

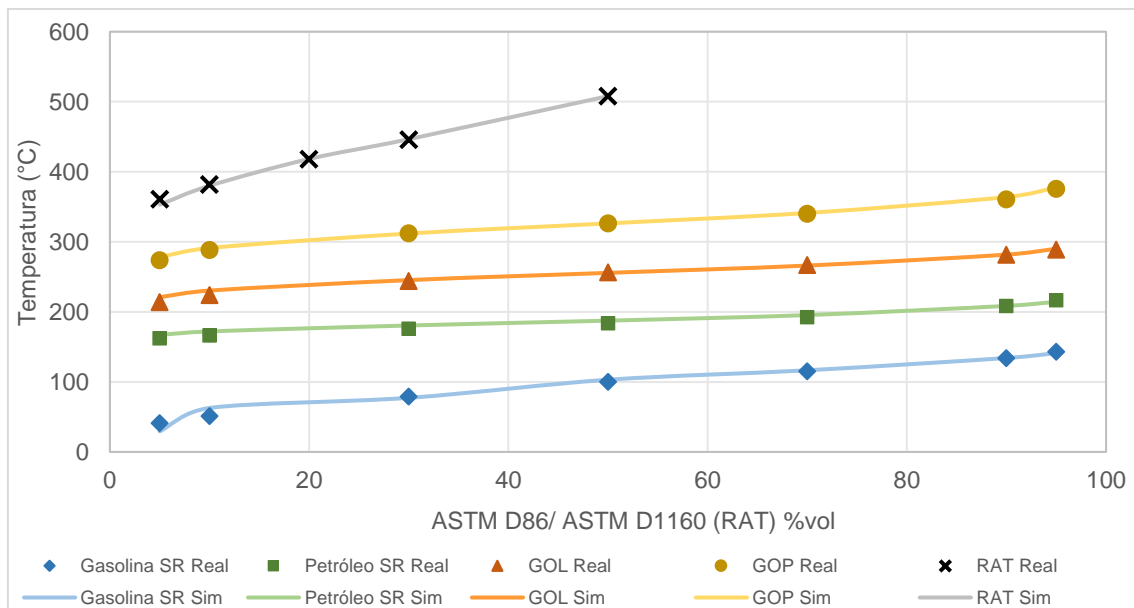


Figura 4.4 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 2.

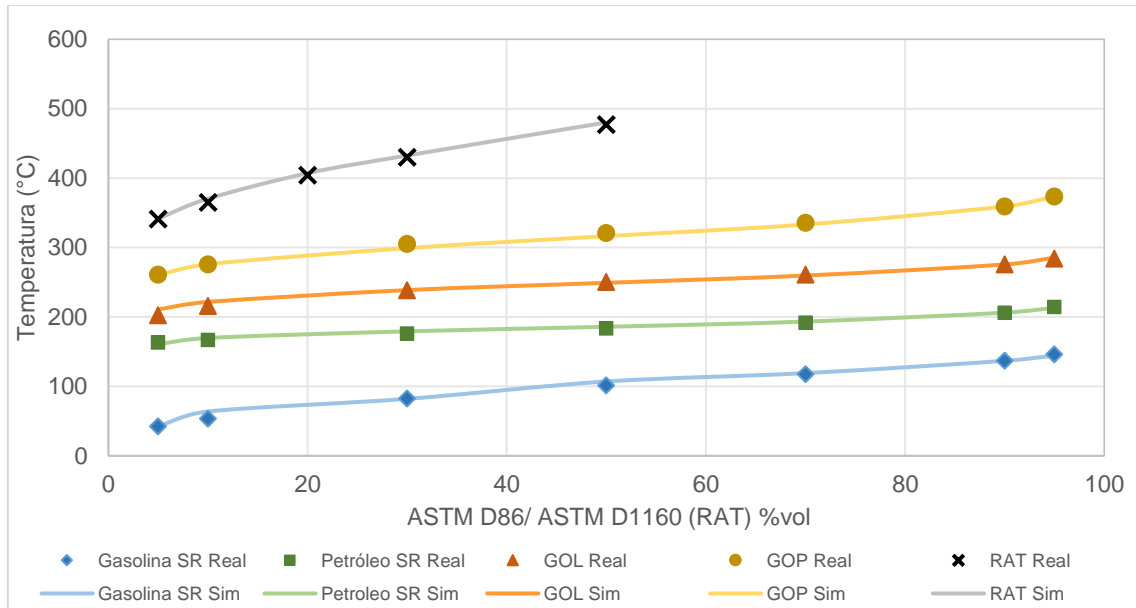


Figura 4.5 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 3.

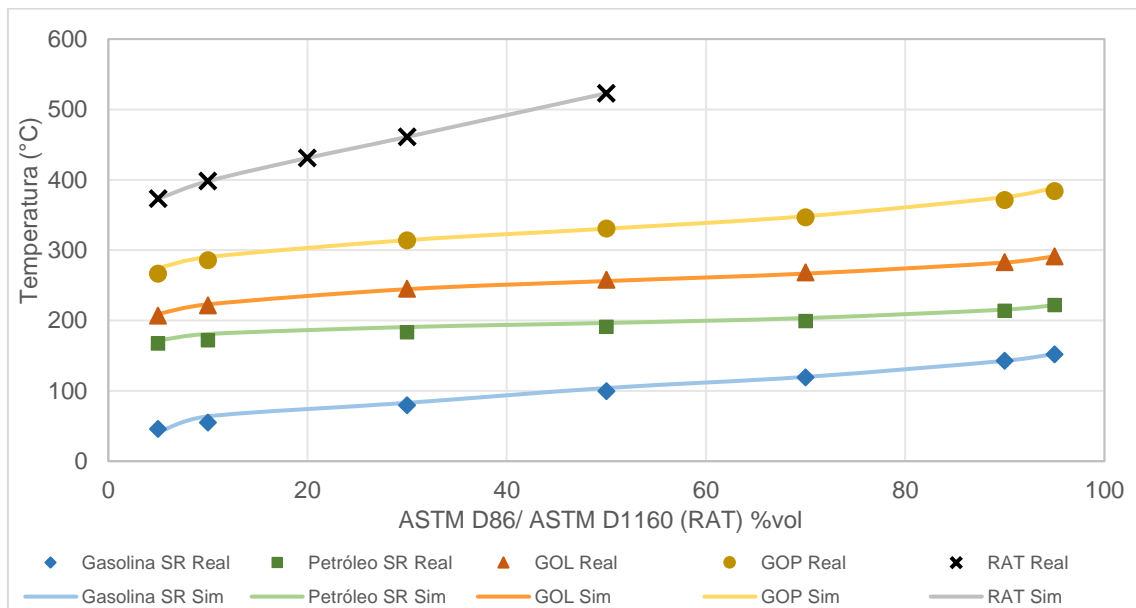


Figura 4.6 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 4.

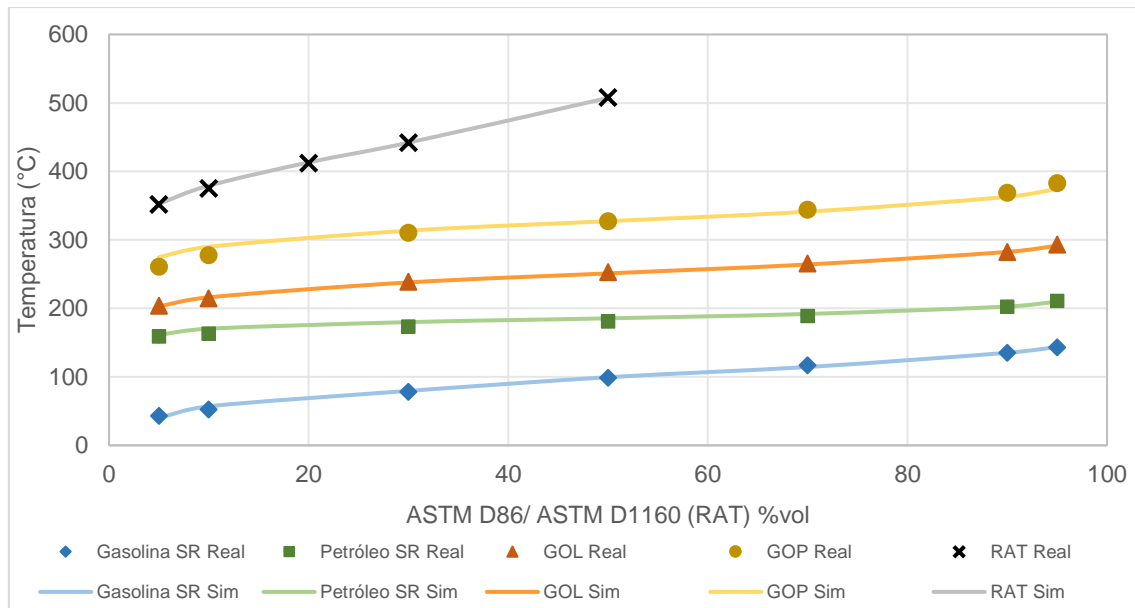


Figura 4.7 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 5.

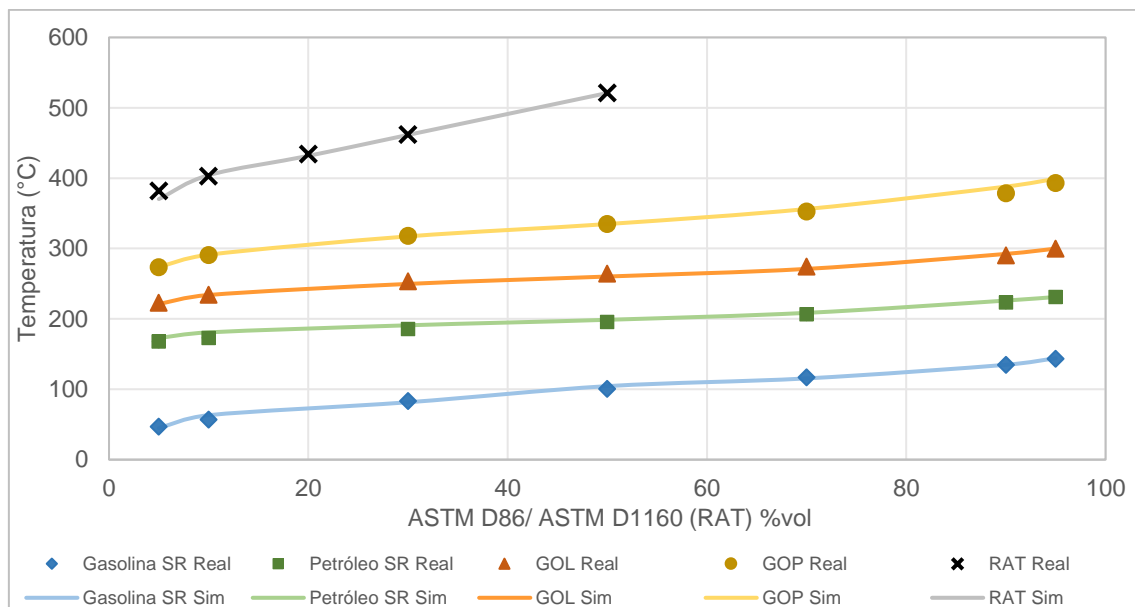


Figura 4.8 Curvas de destilação reais vs simuladas utilizando os dados referentes ao caso 6.

Na Figura 4.9 são apresentados os rendimentos da destilação, nota-se que no modo previsão os caudais dos produtos não estão ativos, permitindo ao modelo alguma liberdade no balanço mássico. Verifica-se menor aderência à previsão dos rendimentos das frações de gasolina SR e RAT, apresentando desvios inferiores a 1,7% e 2,7%, respetivamente, à exceção do caso 5 que apresenta um desvio no caudal de RAT de 7,9%. De modo geral, o modelo apresenta um bom ajuste aos dados reais para as restantes frações avaliadas.



Figura 4.9 (1,2,3,4,5,6,7) - Rendimentos mássicos dos produtos da destilação atmosférica:

Reais ■ Simulados ■



Da análise efetuada aos 7 casos distintos testados, conclui-se que o modelo é válido, pois este demonstra-se capaz de reproduzir com qualidade condições operatórias distintas, tanto com crudes sweet como com crudes sour e com alimentação a cargas altas e a cargas baixas. Ainda assim, é possível notar que os desvios encontrados relativamente aos rendimentos avaliados, os casos de crude sweet (1 e 3) denotam desvios inferiores comparativamente com os casos de crude sour, no entanto, o mesmo se verifica para os casos de cargas mais altas (2 e 4).

4.1.3 Seleção da melhor calibração

Com a finalidade de determinar qual o caso dos 7 casos exibe o conjunto de dados que reproduz o melhor ajuste aos dados reais, foi criada uma métrica que consiste na determinação do erro relativo associado a cada uma das propriedades avaliadas, Equação 6, e posteriormente o erro associado ao caso analisado, Equação 7.

A Tabela 4.3, apresenta os resultados para cada casa calibrado, estando este identificado pelo quadrado preenchido a laranja, tendo sido previsto os restantes casos a partir do cada caso calibrado.

Tabela 4.3 Resultados do Erro Relativo de cada dia calculado ao conjunto de fatores de calibração e respetiva função objetivo.

Erro relativo calculado para cada dia								Função Objetivo
Dias	Caso 1	Caso 2	Caso 3	Caso 4	Caso 5	Caso 6	Caso 0	
Caso 1	0,09	0,07	0,08	0,14	0,09	0,11	0,18	0,75
Caso 2	0,10	0,08	0,06	0,09	0,09	0,11	0,19	0,72
Caso 3	0,10	0,09	0,07	0,12	0,08	0,12	0,16	0,73
Caso 4	0,32	0,10	0,06	0,08	0,10	0,11	0,18	0,94
Caso 5	0,30	0,15	0,12	0,14	0,09	0,14	0,23	1,16
Caso 6	0,35	0,14	0,11	0,10	0,08	0,09	0,16	1,03
Caso 0	0,10	0,13	0,12	0,19	0,09	0,27	0,18	1,07

Calibração 

Analisando os resultados apresentados na Tabela 4.3, é possível concluir que o caso 2 (linha a amarelo, referente ao dia 21 de Dezembro de 2016) é o que representa o melhor conjunto de fatores de calibração com o menor valor para a função objetivo (0,72). Este conjunto prevê os melhores resultados para os diferentes casos e para as propriedades avaliadas. Desta forma, o



dia 21 de Dezembro de 2016, foi escolhido como a calibração a utilizar no modelo de simulação da unidade de destilação atmosférica onde será, posteriormente, integrada a unidade de fracionamento.

O erro relativo cumulativo para todos os casos analisados enquadra-se entre 0,72 e 1,16. Através desta análise é possível concluir que o modelo evidencia ser mais eficiente, isto é com menor erro relativo, para os casos de crude *sweet* e com quantidades de carga mais altas, resultado este esperado face ao comportamento idêntico da coluna real nestas condições.

No anexo A2, as tabelas apresentam detalhadamente os erros relativos calculados para cada propriedade para todos os casos cruzados.

4.2 Integração das colunas: desbutanizadora, desetanizadora e splitter de naftas

No decorrer da análise comparativa entre os dados reais e os dados obtidos pelo simulador, foram detetados desvios relativamente aos balanços mássicos das colunas. Sabe-se que os medidores de caudal situados na medição dos componentes mais leves têm revelado incertezas, de modo que os balanços a esta unidade não fecham. Na tentativa de conseguir perceber qual o medidor errado ou onde que se verifica maior desvio, recorreu-se a uma folha excel que recebe os valores das *tags* exportando-os pela interface *Aspen Process Explorer™*, com os valores médios diários dos medidores de caudal em estudo.

A metodologia utilizada foi o cálculo do balanço mássico a cada coluna principal e posteriormente a combinação entre cada duas. Por fim o balanço global, envolvendo as três colunas. Como se previa, efetivamente, verificaram-se desvios significativos na análise dos balanços de massa a estas colunas.

Tendo por finalidade identificar onde estaria o problema foram calculados esses mesmos balanços para todos os casos de estudo. Foi ainda tido em conta uma corrente de LPG proveniente do HC que ocasionalmente se pode juntar à corrente de alimentação da desbutanizadora. Os resultados do cálculo dos desvios ao balanço mássico encontram-se no anexo A 2. Relativamente aos dados do dia de calibração destas colunas, 21/12/2016, conclui-se que, nesse dia a unidade não recebia a corrente de LPG do HC, e os desvios calculados foram, um desvio positivo 10% na desbutanizadora, um desvio negativo de 8% na desetanizadora e um desvio positivo de 7% no *splitter* de naftas.



4.1.3 Desbutanizadora

O conjunto de especificações que levam à convergência da coluna são, o caudal de destilado (produto de topo), o *reboiler vapour fraction* e o caudal de refluxo que retorna à coluna. Este conjunto de especificações reproduz os resultados simulados presentes na Tabela 4.4, com o erro relativo associado.

No geral, a calibração conseguida para a desbutanizadora revela resultados muito próximos dos resultados reais, notando-se um erro relativo de 0,12 no caudal de produto de fundo, explicado pelo erro de balanço mássico associado à coluna real.

Tabela 4.4 Erro relativo entre dados reais e simulados da CV-14, utilizando os dados referentes ao dia 21-12-2016.

		Real	Simulado	Erro Relativo
Caudal (m ³ /hr)	Alimentação	334,9	343,6	0,03
	Refluxo de Topo	158,2	158,2	0,00
Caudal (Ton/hr)	Produto de topo C4 ⁻	22,5	22,5	0,00
	Produto de fundo C5 ⁺	191,7	215,2	0,12
Temperatura (°C)	Permutador C-E27	133,7	133,7	0,00
	Topo	75,7	67,0	0,11
	Prato 3	90,2	92,67	0,03
	Prato 4	91,5	103,6	0,13
	Fundo	198,3	209,7	0,06
Pressão (bar)	Topo	12,8	12,8	0,00
	Fundo	14,0	14,0	0,00
Reboiler Vapour Fraction		0,3	0,3	0,00

4.1.4 Desetanizadora

O conjunto de variáveis ativas que conduzem à convergência da coluna são, o caudal de refluxo de topo, o caudal de LPG e o *reboiler vapour fraction*. Na Tabela 4.5 são apresentados os valores reais, os resultados obtidos na simulação e o erro relativo entre eles. A análise dos resultados indica um bom ajuste do modelo aos dados reais impostos. Notando 0,15 de erro do caudal de fuel gás, devido ao facto de o medido de caudal real revelar uma grande incerteza. O erro mais acentuado observado é o da temperatura de topo, com cerca de 0,35.



Tabela 4.5 Erro relativo entre dados reais e simulados da CV-17, utilizando os dados referentes ao dia 21-12-2016.

		Real	Simulado	Erro Relativo
Caudal (m ³ /hr)	Alimentação	40,4	42,8	0,06
	Fuel Gás (Nm ³ /hr)	1,619	1,37	0,15
	LPG	38,0	38,0	0,00
	Refluxo	18,4	18,4	0,00
Temperatura (°C)	Topo	48,1	31,1	0,35
	Prato 3	59,8	58,7	0,01
	Fundo	110,7	86,4	0,21
Pressão (bar)	CV_16	14,5	14,5	0,00
	Topo	25,8	25,8	0,00
	Fundo	25,8	25,8	0,00

4.1.5 Splitter de Naftas

Na calibração desta coluna existem 4 graus de liberdade, cujo conjunto especificações ativas que conduzem à convergência da coluna e ao melhor ajuste são, o caudal de nafta ligeira, o caudal de nafta média, o *reboiler vapour fraction* e o rácio de refluxo de topo.

Na Tabela 4.6 estão descritos os resultados obtidos com a simulação e o erro relativo associado a cada propriedade entre os dados reais e os simulados.

Tabela 4.6 Erro relativo entre dados reais e simulados da CV-19, utilizando os dados referentes ao dia 21-12-2016.

		Real	Simulado	Erro Relativo
Caudal (Ton/hr)	Alimentação	215,2	215,2	0,00
	Nafta Ligeira	57,6	57,6	0,00
	Nafta Média	33,6	34,0	0,01
	Nafta Pesada	106,7	123,5	0,16
Rácio de Refluxo		1,36	1,36	0,00
Temperatura (°C)	Entrada CV-19	111,1	111,1	0,00
	Topo	69,3	66,9	0,03
	Prato 5	80,4	79,6	0,01
	Prato 10	91,6	89,9	0,02
	Prato 13	94,6	98,4	0,04
	Prato 21	124,7	123,5	0,01
	Fundo	131,9	132,3	0,00
Pressão (bar)	Topo	0,4	0,4	0,00
	Fundo	0,7	0,7	0,00



Analisando os dados da Tabela 4.6, o ajuste do modelo aos rendimentos reais, revela que a simulação obedece à especificação imposta, relativamente, à nafta ligeira e à nafta média, o mesmo não acontece para o corte de fundo, justificado pelo erro associado ao balanço de massa real, explicado no capítulo 3. Como modelo obedece sempre ao balanço de massa, ou seja, o que entra é sempre igual ao sai, evidentemente que acerta o caudal que fica livre, neste caso o de nafta pesada. Conclui-se que no geral, o modelo simula com grande êxito as condições da coluna real.

A Figura 4.10, mostra um bom ajuste entre as curvas de destilação reais e simuladas para as frações de nafta ligeira e de nafta pesada. Relativamente à fração intermédia, verifica-se um desvio da curva simulada, tornando-se, esta ligeiramente mais leve do que a curva real.

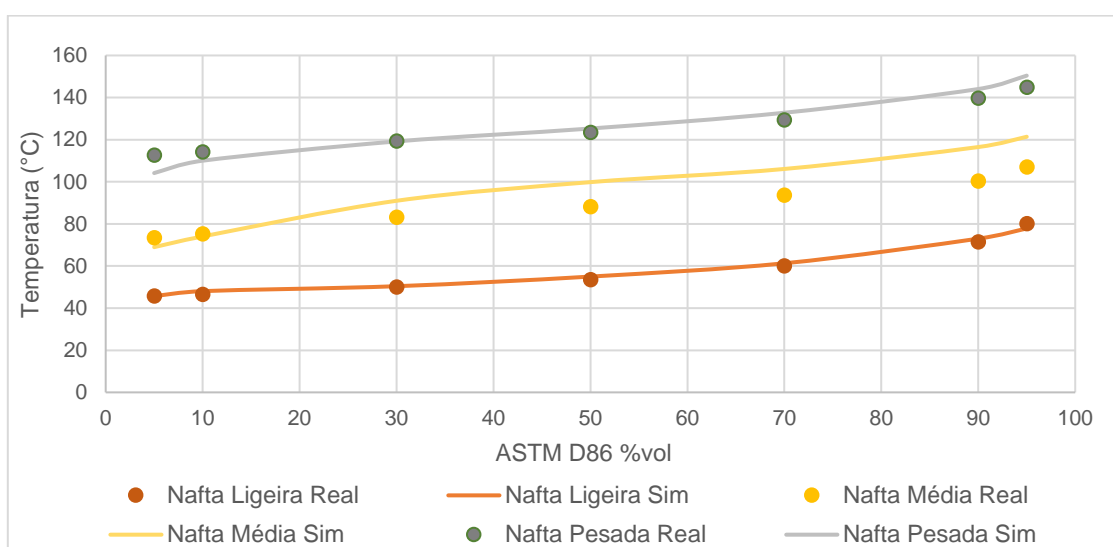


Figura 4.10 Curvas de Destilação Reais vs Simuladas obtidas no modo calibração do Splitter de Naftas.

4.3 Casos de Estudo

4.3.1 Alimentar o vapor de *preflash* imediatamente abaixo do ponto de extração do petróleo SR.

Inicialmente, para que fosse possível o estudo desta estratégia foi alterada a configuração no modelo de simulação, em que a corrente de topo do *pre-flash* passou a ser alimentada ao prato 12 da CDU. É importante referir que o modelo não teve dificuldade em convergir após esta alteração.

Os resultados obtidos com o teste, comparativamente com os valores base, demonstram que relativamente aos rendimentos, representados graficamente na Figura 4.11, deteta-se um



decréscimo de 0,4% no corte de petróleo SR e de 0,2% em resíduo atmosférico, justificados pelo aumento 0,1% de 0,6% no rendimento em gasóleo pesado.

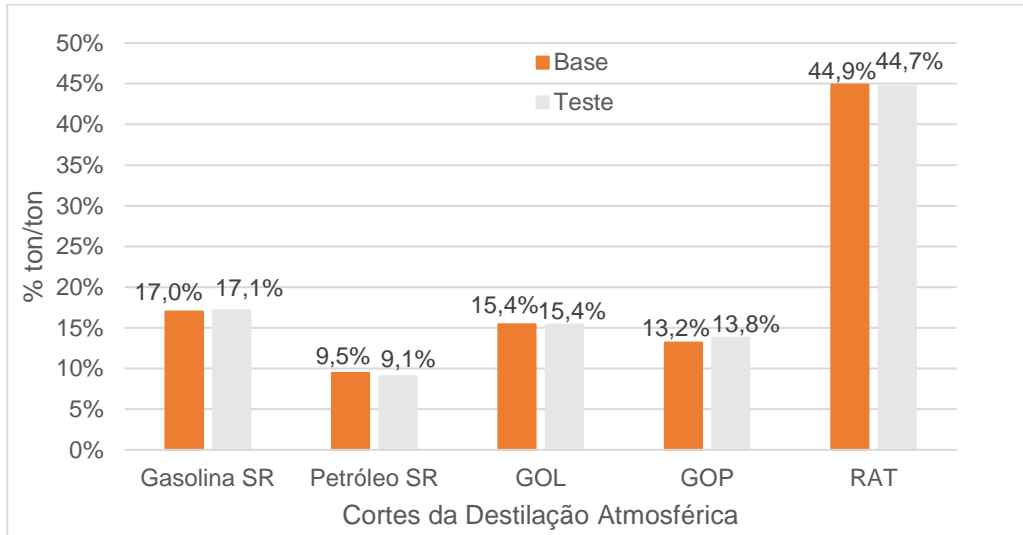


Figura 4.11 Resultados dos Rendimentos obtidos no teste em relação aos resultados base.

Os dois gráficos que se seguem representam os resultados obtidos relativos à densidade e às curvas de destilação, Figura 4.12 e Figura 4.13, respetivamente. O que se observa em ambos é que esta alteração não afeta o desempenho do fracionamento na coluna e, não se verificam quaisquer desvios na densidade dos cortes, nem nas qualidades da destilação.

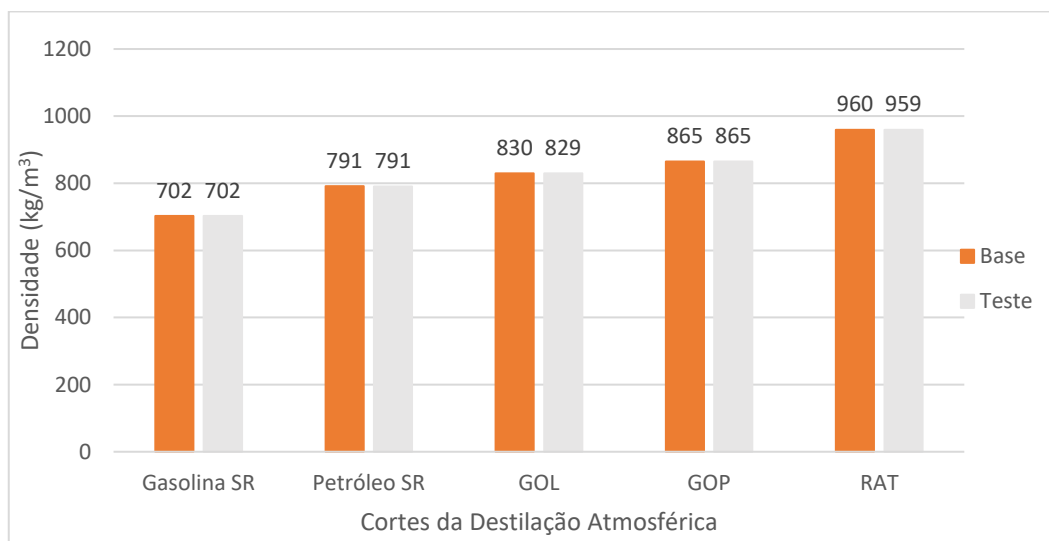


Figura 4.12 Resultados das densidades dos cortes obtidos no teste em relação aos base.

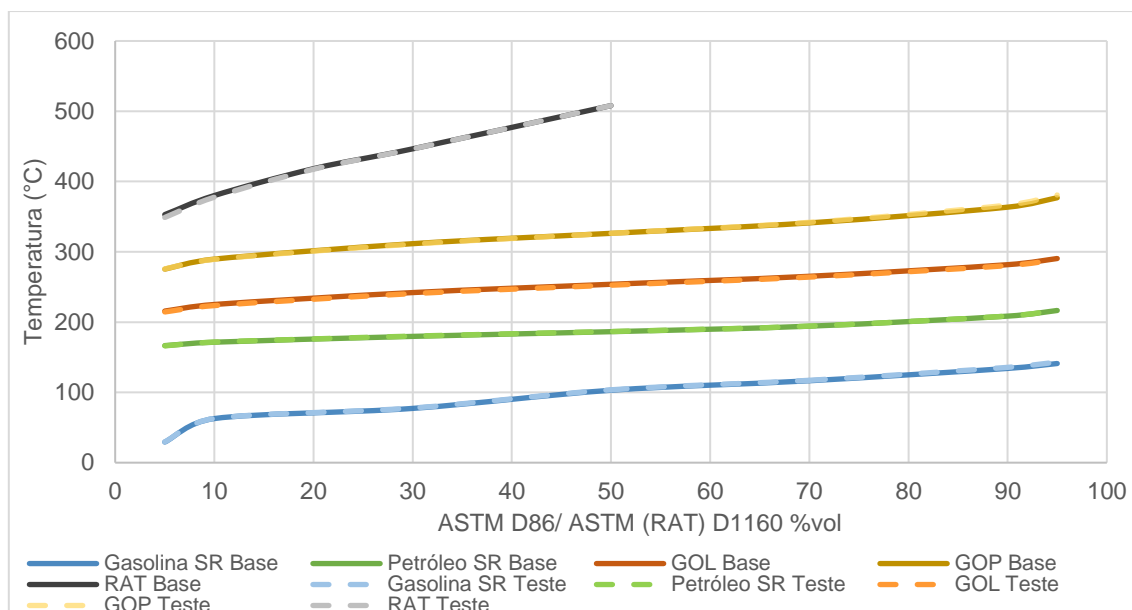


Figura 4.13 Resultados das curvas de destilação obtidas no teste em reação às simuladas.

Da análise comparativa do perfil de líquido, ilustrado na Figura 4.14, verifica-se que há uma diminuição do caudal de líquido a partir do meio da coluna, prato 16, causado pelo aumento de vapor na mesma zona, isto é, a entrada de vapor a uma temperatura mais baixa do que a verificada internamente nesta zona, consequentemente, origina uma condensação dos HC mais pesados que por gravidade se deslocam para o fundo da coluna, não prejudicando a subida dos HC mais leves até ao topo.

Relativamente ao perfil de vapor apresentado na Figura 4.14, no caso da situação base, a entrada de vapor na zona de *flash* provoca uma vaporização do crude, deslocando todo esse vapor ao longo da coluna até ao topo. Neste caso, na metade inferior da coluna a diminuição da quantidade de vapor é justificada pela efetiva diminuição de entrada de vapor nesta zona. No entanto, também é de notar uma diminuição do caudal de vapor na metade superior da coluna, que pela mesma razão explicada para o perfil de líquido, traduzida na condensação dos componentes mais pesados na zona de alimentação do *pre-flash*. Esta diferença deixa de se verificar no topo, imediatamente acima do prato 4.

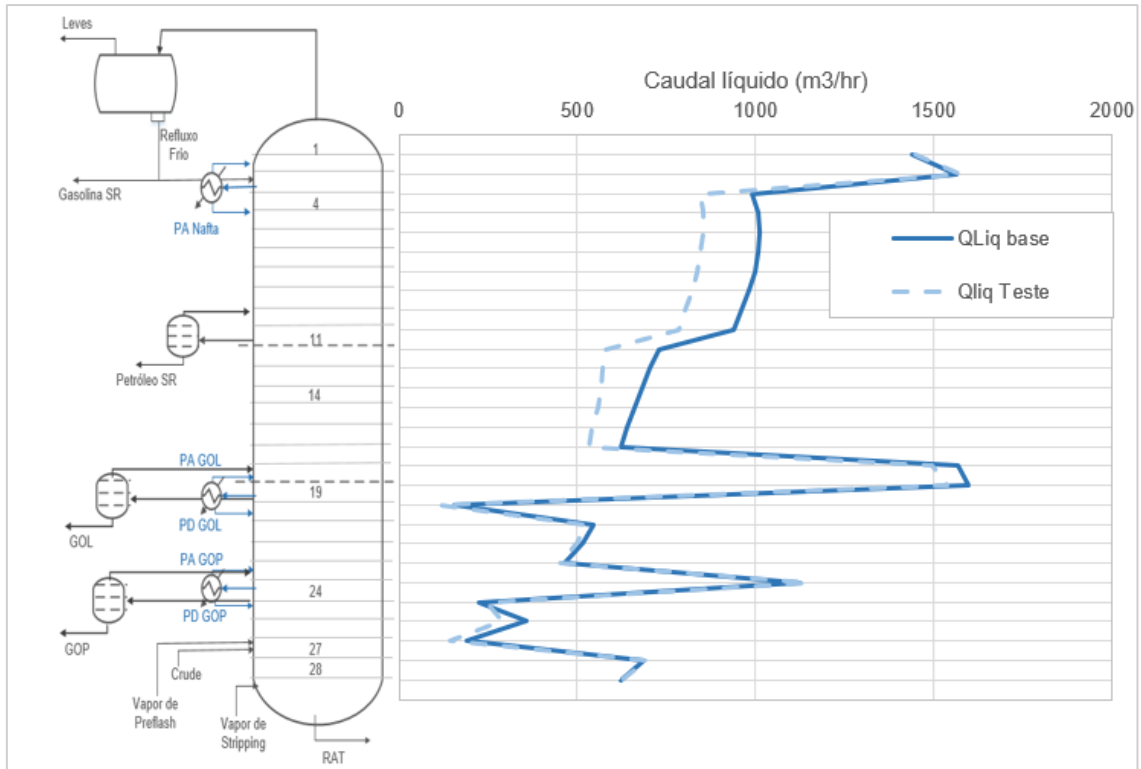


Figura 4.14 Perfil de Líquido base vs perfil de líquido observado no teste.

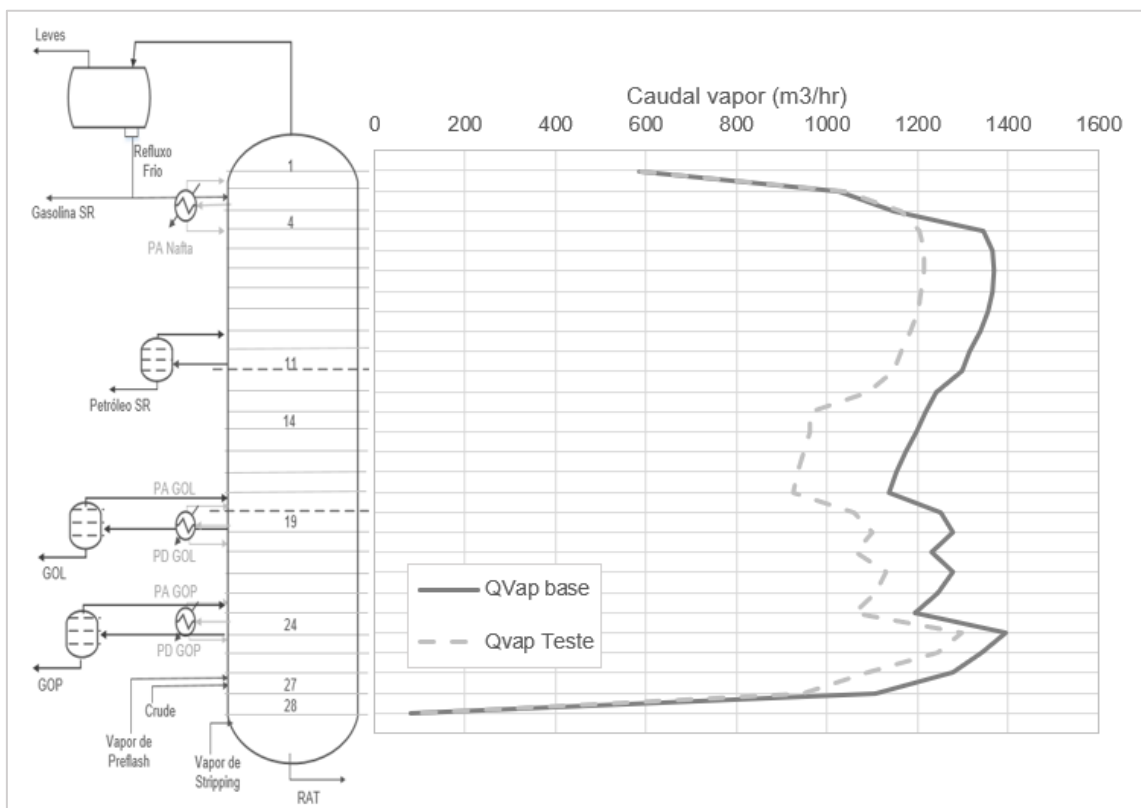


Figura 4.15 Perfil de vapor base vs perfil de vapor observado no teste.



. A Figura 4.16, ilustra graficamente o perfil de temperatura na CDU em ambos os casos, e que, como seria previsível, verifica-se um ténue aumento da temperatura, desde a zona de esgotamento até ao fundo da coluna.

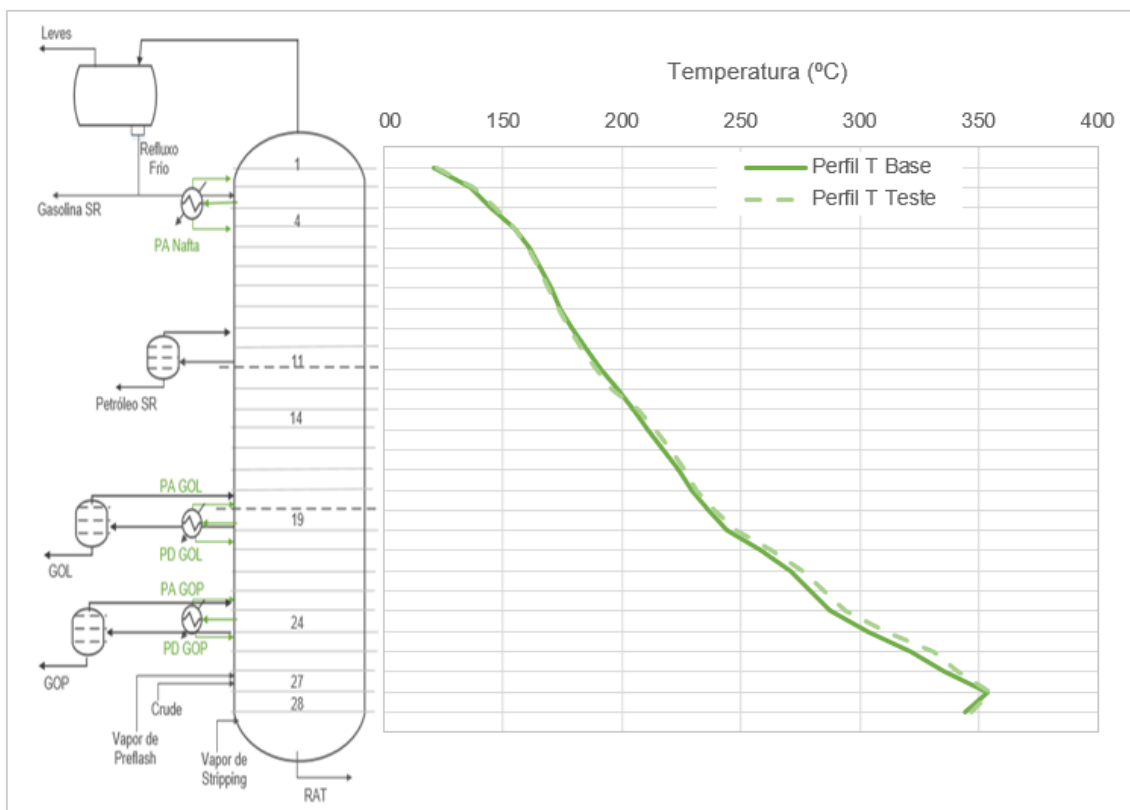


Figura 4.16 Perfil de temperatura base vs perfil de temperatura observado no teste.

Análise da viabilidade económica

1. Queima de combustível pelo forno

Esta estratégia foi estudada com o objetivo principal de avaliar e quantificar o benefício energético favorecido pela poupança de combustível consumido pelos fornos de carga, uma vez que há uma diminuição da temperatura de extração do crude dos mesmos. O teste foi realizado mantendo a temperatura de flash a 354°C. A poupança de energia fornecida ao forno é quantificada em 8 Gcal/hr, conseguida pelas alterações descritas na tabela seguinte.

Tabela 4.7. Análise da poupança de energia fornecida ao forno.

Base		Teste		$ \Delta Q_{\text{fornecido}} $
$T_{\text{crude forno}} (^\circ\text{C})$	$Q_{\text{fornecido forno base}} (\text{Gcal/hr})$	$T_{\text{crude forno}} (^\circ\text{C})$	$Q_{\text{fornecido forno teste}} (\text{Gcal/hr})$	(Gcal/hr)
369	163	361	155	8



A eficiência atual dos fornos calculada pela refinaria, é de 88%. O calor poupado efetivo é calculado pela Equação 8, e equivale a 9,1 giga calorias por hora.

Equação 8 – Quantificação de calor consumido poupado

$$Q_{\text{poupado}} \left(\frac{\text{Gcal}}{\text{hr}} \right) = \frac{|\Delta Q_{\text{fornecido}}|}{\text{Eficiência do forno}} = 9,1 \frac{\text{Gcal}}{\text{hr}}$$

O combustível utilizado nos fornos na refinaria é o gás natural, que tem um custo aproximado de 400 euros por tonelada. O termo de conversão de energia para toneladas de gás natural equivalente é dado pela Equação 9.

Equação 9 - Termo de conversão de energia consumida em quantidade gás natural

$$\text{Calor consumido} \left(\frac{\text{Gcal}}{\text{hr}} \right) \times 11,82 \left(\frac{\text{Gcal}}{\text{ton}} \text{ GNE} \right)$$

Desta forma, é possível calcular a poupança em gás natural equivalente, consumido pelos fornos, em cerca de 2,6 milhões de euros ao ano.

A implementação desta mudança na unidade carece de algum investimento, justificado do ponto de vista do desempenho industrial, visando a melhoria da performance do fracionamento.

2. Rendimentos

Para quantificar os ganhos e as perdas em rendimentos, foi necessário fazer uma normalização da carga, e para o efeito foi utilizada a carga real, 1250,5 Ton/hr, e convertidas as diferenças em percentagem em toneladas por hora. Foram utilizados os preços médios anuais do ano de 2018 e, posteriormente calculada a perda de petróleo SR para gasóleo pesado e o ganho de gasóleo pesado em detrimento do rendimento de resíduo atmosférico, como apresentado na Tabela 4.8, que se traduz num benefício anual de 3,2 milhões de euros anuais.

Tabela 4.8 Cálculo do ganho final de rendimentos em milhões de euros por ano.

Produtos	Δ €/Ton	Δ Ton/hr	M€/ano
Petróleo SR	31,9	-5,0	-1,3
GOP	177,6	6,9	4,5
Total M€/ano			3,2



4.3.2 Estratégia de condução do *splitter* de naftas, 2 ou 3 cortes

Inicialmente, testou-se o que aconteceria ao retirar o corte de nafta média, apenas, sem que mais nada fosse alterado. Os resultados obtidos relativamente aos rendimentos e às qualidades da destilação estão apresentados nos gráficos seguintes, Figura 4.17 e Figura 4.18, respetivamente.

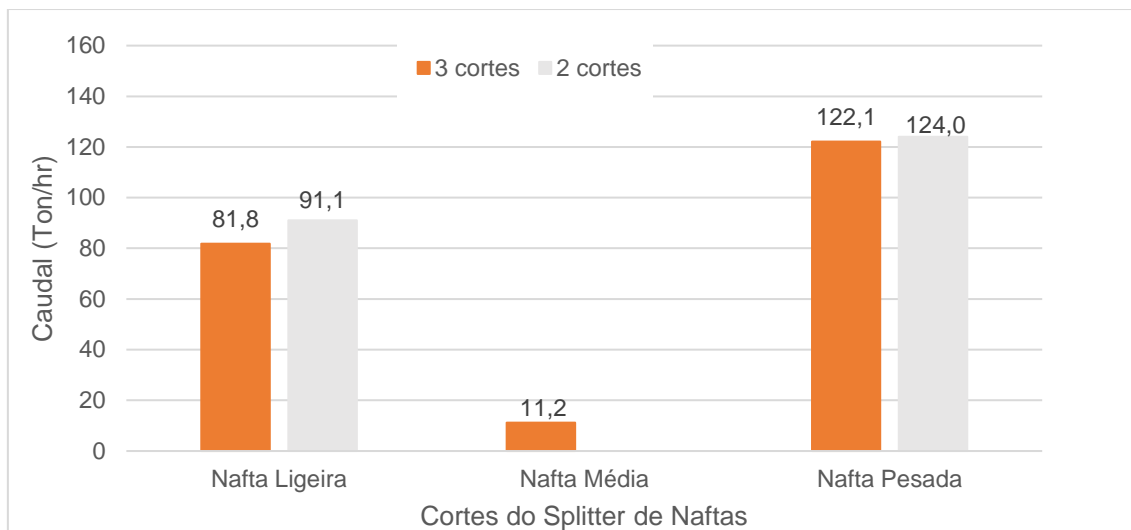


Figura 4.17 Resultados dos rendimentos obtidos no teste – 2 cortes.

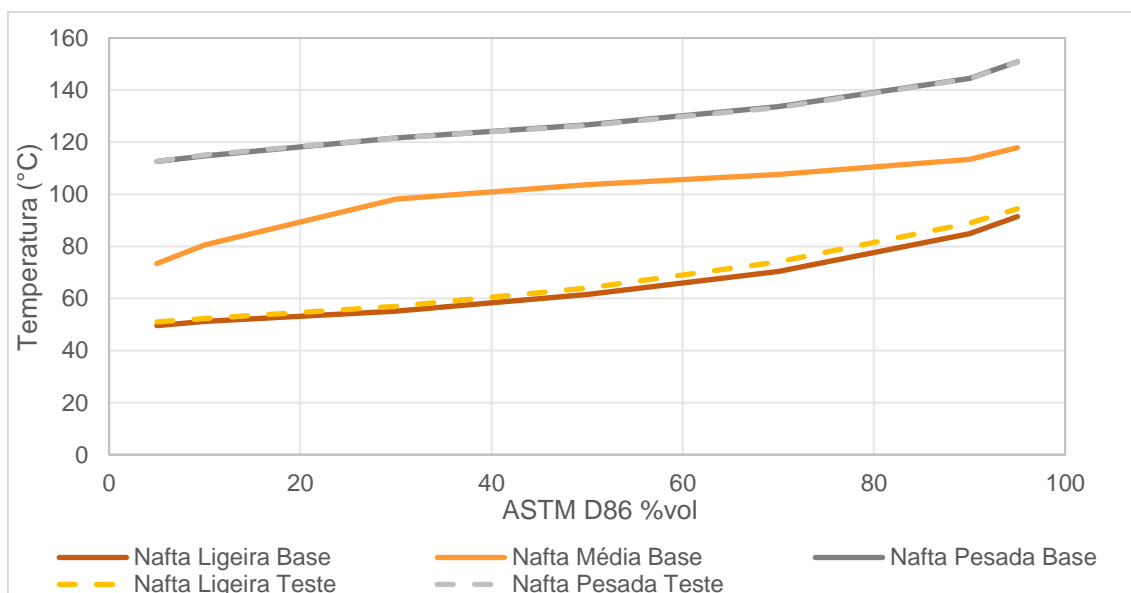


Figura 4.18. Resultados das curvas de destilação obtidas no teste – 2 cortes.



Relativamente às análises dos resultados simulados operando o *splitter* de naftas a 2 cortes e mantendo todas as suas condições de operação, o que se observa nos dois gráficos acima é que praticamente toda a nafta química foi retirada no topo para nafta ligeira, o que quantitativamente se traduz, num acréscimo de 9,3 toneladas por hora em nafta ligeira e apenas 1,9 em nafta pesada. Das curvas de destilação apresentadas na Figura 4.18, há um ligeiro aumento na temperatura dos últimos pontos da curva de nafta ligeira, o que significa que há uma perda de HC mais pesado para este corte, possivelmente perda de C7.

Depois desta análise, verificou-se que, provavelmente, ao aumentar ligeiramente o refluxo no topo da coluna, a temperatura sentida no topo seria menor o que, consequentemente, levaria a condensação de alguns compostos mais pesados para o fundo do *splitter*, não sacrificando os HC mais leves para o corte de nafta pesada. A estratégia utilizada teve por base o método tentativa erro, no qual se foi aumentando gradualmente o rácio de refluxo de topo até serem atingidas as qualidades de destilação que existiam com os 3 cortes, tendo se chegado à solução desejada, ao aumentar o rácio de refluxo de 1,4 para 2,1.

Analisando os resultados apresentados nas Figura 4.19 e Figura 4.20, obtidos com a alteração do rácio de refluxo de topo para 2,1, é visível o ganho em rendimento de nafta pesada, ou seja, das 11,2 toneladas por hora de nafta média na condução com 3 cortes, verifica-se um ganho de mais de metade de nafta química para gasolina, cerca de de 6,2 toneladas por hora, assegurando a qualidade do fracionamento que existia com os 3 cortes.

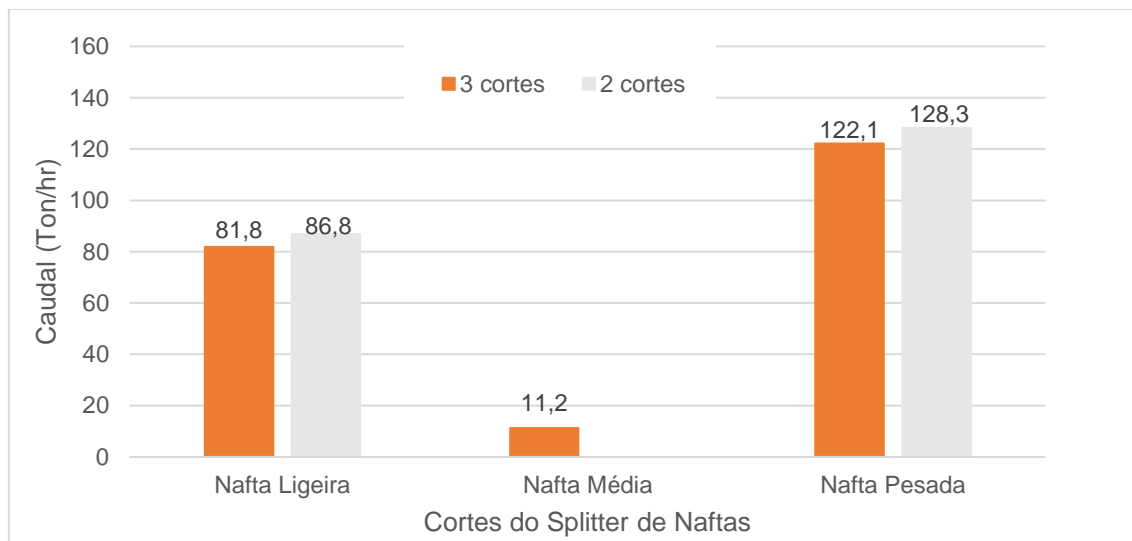


Figura 4.19 Resultados dos rendimentos obtidos no teste - 2 cortes, rácio de refluxo 2,1.

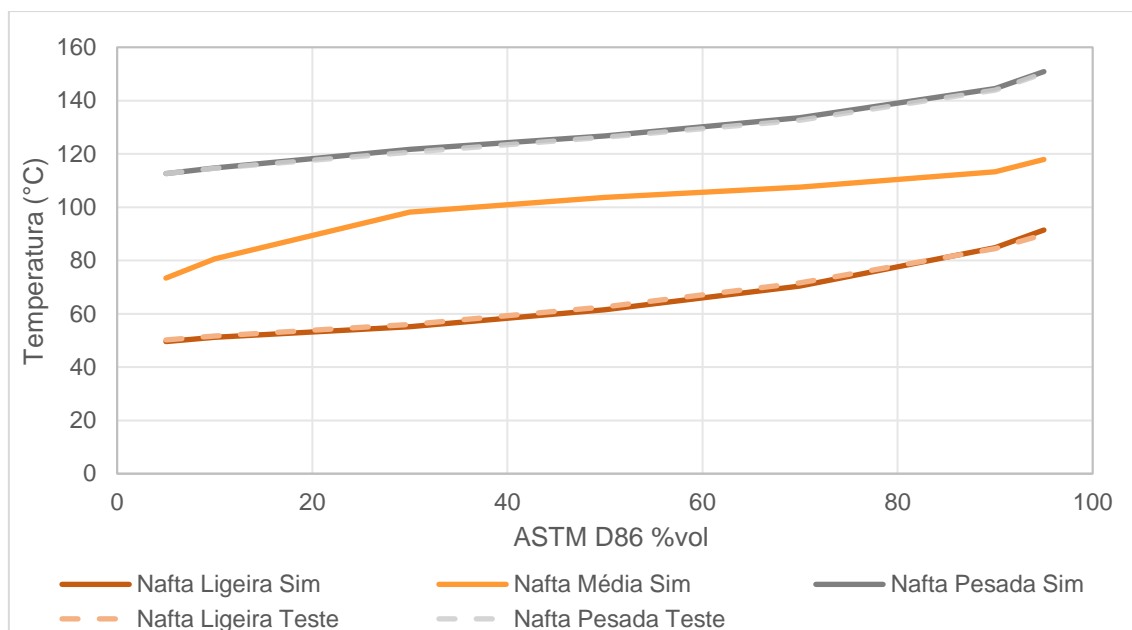


Figura 4.20 Resultados das curvas de Destilação obtidas no teste - 2 cortes, rácio de refluxo 2,1.

Tendo em conta que a diferença de preços registada em 2018 de gasolina relativamente a nafta química é de 8,1 euros por tonelada, os ganhos anuais desta estratégia estão tabelados na Tabela 4.9.

Tabela 4.9 Cálculo do ganho em milhões de euros anuais com a implementação da estratégia estudada.

$\Delta \text{€}/\text{Ton}$	8,1
$\Delta \text{Ton}/\text{hr}$	6,2
$\Delta \text{Ton}/\text{ano}$	52080
$\Delta \text{M€}/\text{ano}$	0,4

Conclui-se desta estratégia que, conduzindo a operação do *splitter* de naftas com apenas 2 cortes, o de nafta ligeira e o de nafta pesada, alterando o rácio de refluxo para 2,1 e consequentemente, a capacidade de reboilamento da coluna, os ganhos monetários para a empresa são de quase meio milhão de euros por ano, concluindo-se que é uma implementação viável e lucrativa.



4.3.3 Condições ótimas que minimizam a quantidade de HC leves no resíduo atmosférico

Para o estudo aprofundado da ferramenta *optimizer* foram testados os 3 algoritmos de resolução e, posteriormente, avaliados os resultados em termos de rendimentos dos produtos e qualidades de destilação.

De seguida, são apresentados graficamente os rendimentos obtidos para os algoritmos, *coby* Figura 4.21, *ipopt* Figura 4.22 e *xpress-SLP* Figura 4.23.

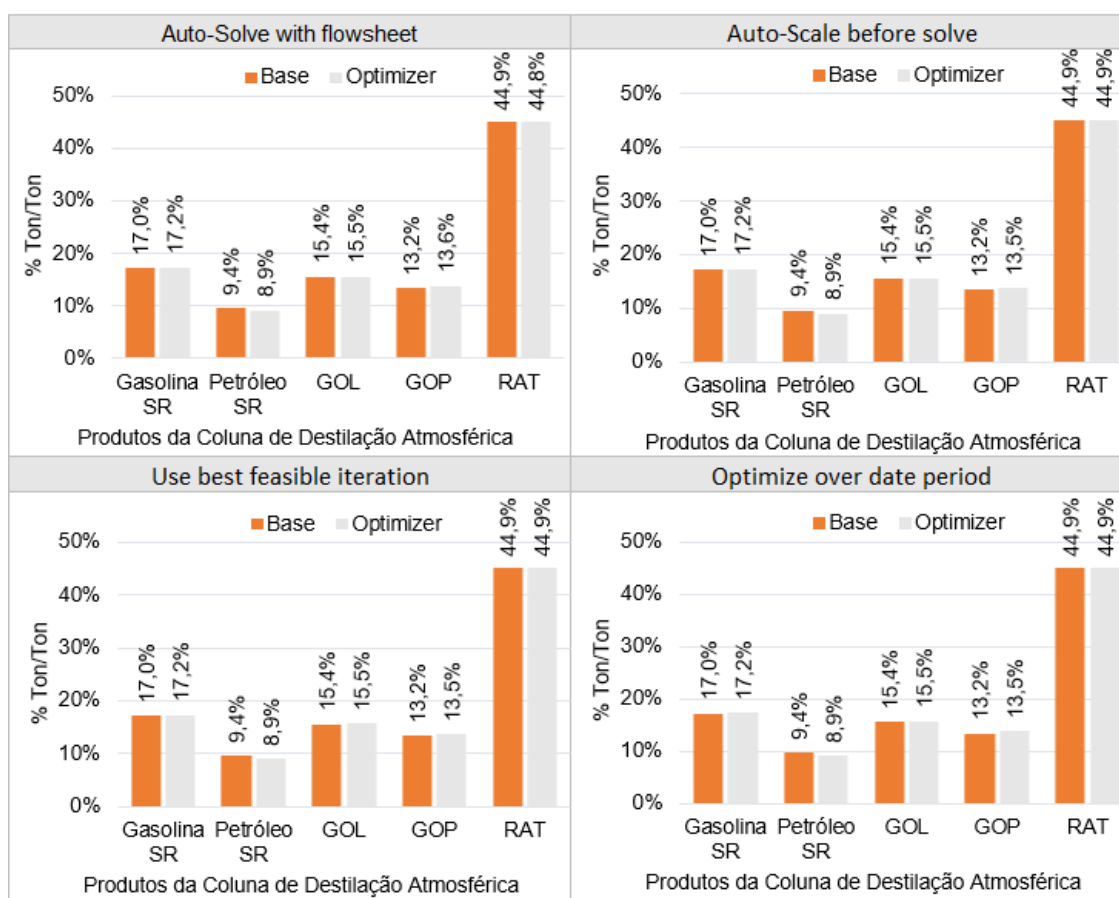


Figura 4.21 Rendimentos obtidos recorrendo ao algoritmo COBYLA do optimizer.



Figura 4.22 Rendimentos obtidos recorrendo ao algoritmo Ipopt do optimizer.

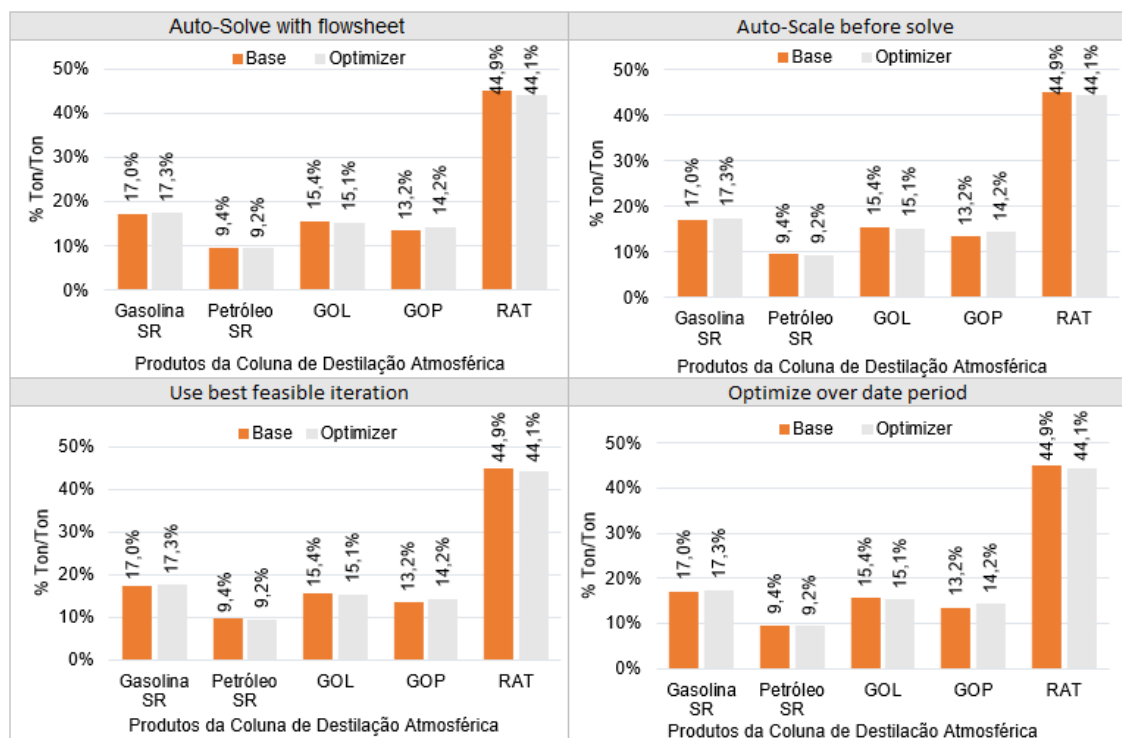


Figura 4.23 Rendimentos obtidos recorrendo ao algoritmo Xpress-SLP do optimizer.



Da análise dos rendimentos é possível concluir que apenas o algoritmo Xpress-SLP tem a capacidade de produzir o efeito esperado, ou seja, verifica-se efetivamente uma diminuição no rendimento de resíduo atmosférico responsável pelo aumento do rendimento em gasóleo pesado. Analisando as curvas de destilação deste caso, é possível observar na Figura 4.24 que efetivamente, a curva representativa do RAT apresenta temperaturas mais altas, o que significa que este corte é mais pesado comparativamente com a curva do caso base.

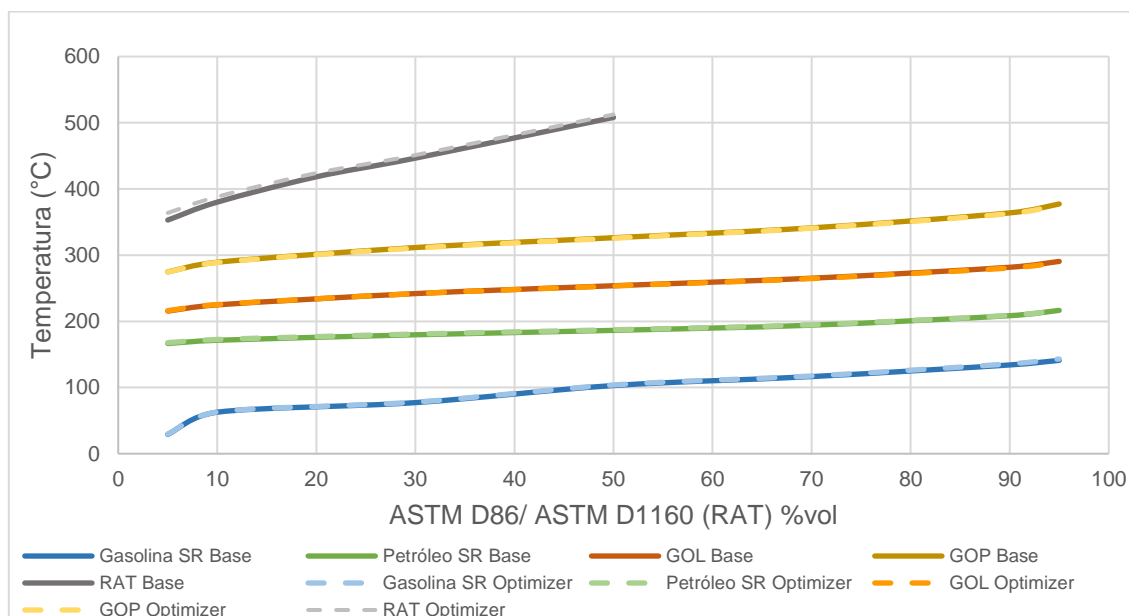


Figura 4.24 Curvas de destilação ótimas obtidas com a otimização utilizando o algoritmo Xpress-SLP.

Na Tabela 4.10, estão descritos as condições ótimas conseguidas pelo algoritmo Xpress-SLP que minimizam a quantidade de hidrocarbonetos leves no resíduo atmosférico.

Tabela 4.10 Valores das variáveis independentes ótimos.

Q Vapor de Stripping (Ton/hr)	T extração forno (°C)	Q _{PA} Nafta 1 (m ³ /hr)	Q _{PA} Nafta 2 (m ³ /hr)	Q _{PA} GOL (m ³ /hr)	Q _{PA} GOP (m ³ /hr)	Função Objetivo (€/dia)
21	375	700	500	750	500	6,56x10 ⁰⁹

As condições ótimas simuladas eram já esperadas para o objetivo. O aumento da temperatura de *flash* beneficia diretamente a vaporização de hidrocarbonetos da alimentação, promovendo uma maior quantidade de fase de vapor ascendente na coluna. O aumento de vapor de stripping visa a diminuição do ponto de ebulição dos hidrocarbonetos. Razões pelas quais, consequentemente, levam à diminuição de HC mais leves no resíduo de fundo. As oscilações nos caudais de pumparounds ao longo da coluna é resultado de uma compensação do modelo de modo a cumprir as especificações das qualidades de destilação exigidas para os produtos.



4.3.4 Condições ótimas de operação do pumpdown de gasóleo pesado

Como referido no capítulo anterior, a metodologia adotada para o estudo deste caso incluiu a simulação de 2 situações distintas:

- **Situação 1:** Operação com *pumpdown* de GOP quente, em que a corrente retorna com a mesma temperatura à qual é extraído (289°C), com configuração e especificações mantidas;
- **Situação 2:** Operação com *pumpdown* de GOP frio, em que a corrente retorna à temperatura de PA (137°C), alterando a eficiência do prato 26 para 40% e especificações mantidas.

Simuladas as duas situações e extraídos os resultados necessários para o estudo da viabilidade desta estratégia, seguiu-se a análise comparativa destes resultados para ambas as situações. As figuras que se seguem apresentam os resultados relativos aos rendimentos obtidos, Figura 4.25 e ao perfil das curvas de destilação, Figura 4.26.

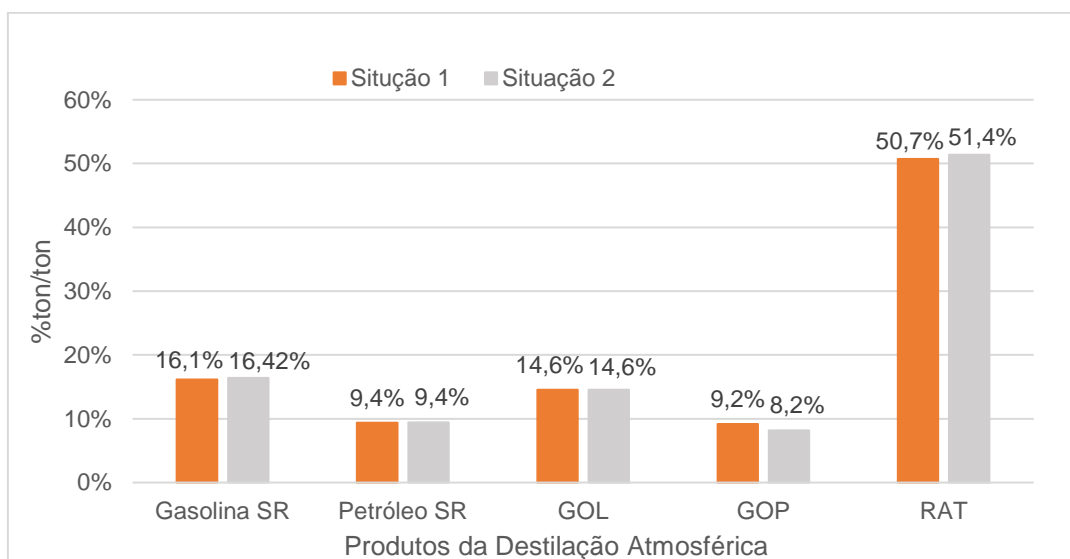


Figura 4.25 Gráfico comparativo dos rendimentos obtidos para a situação 1 (PD quente) vs situação 2 (PD frio).

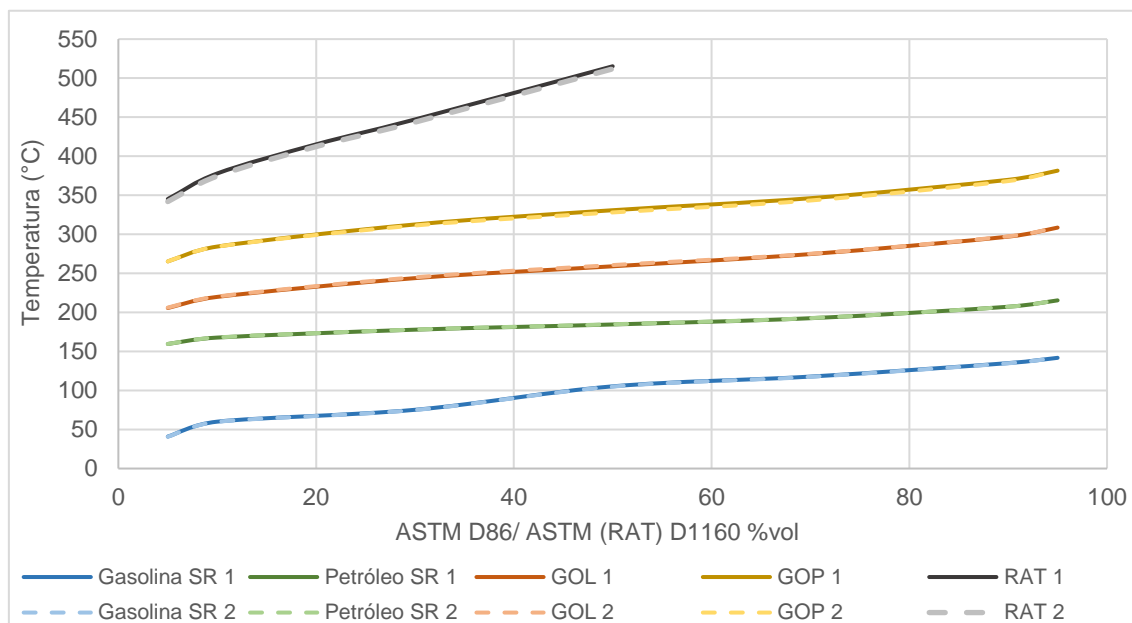


Figura 4.26 Gráfico comparativo das curvas de destilação obtidas na situação 1 (PD quente) vs situação 2 (PD frio).

Da análise realizada a ambos os gráficos, os resultados demonstram exatamente o que era esperado. Relativamente aos rendimentos, na situação 1 observa-se uma perda de rendimento em resíduo atmosférico para o gasóleo pesado, em cerca de 1%, com a utilização de pumpdown quente, não alterando significativamente os restantes produtos da destilação. Do gráfico relativo às curvas de destilação, verifica-se que no caso da situação 2, os pontos da curva de destilação referente ao RAT encontram-se a uma temperatura mais baixa, concluindo-se que o RAT está mais “leve”, ou seja, há uma maior concentração de hidrocarbonetos leves no resíduo, comparativamente com o que se observa para a curva na situação 1.

De forma a complementar esta análise foram também analisados os perfis de líquido Figura 4.27, e de vapor Figura 4.28 e o perfil de temperatura Figura 4.29, na coluna de forma a perceber qual o impacto interno deste refluxo.

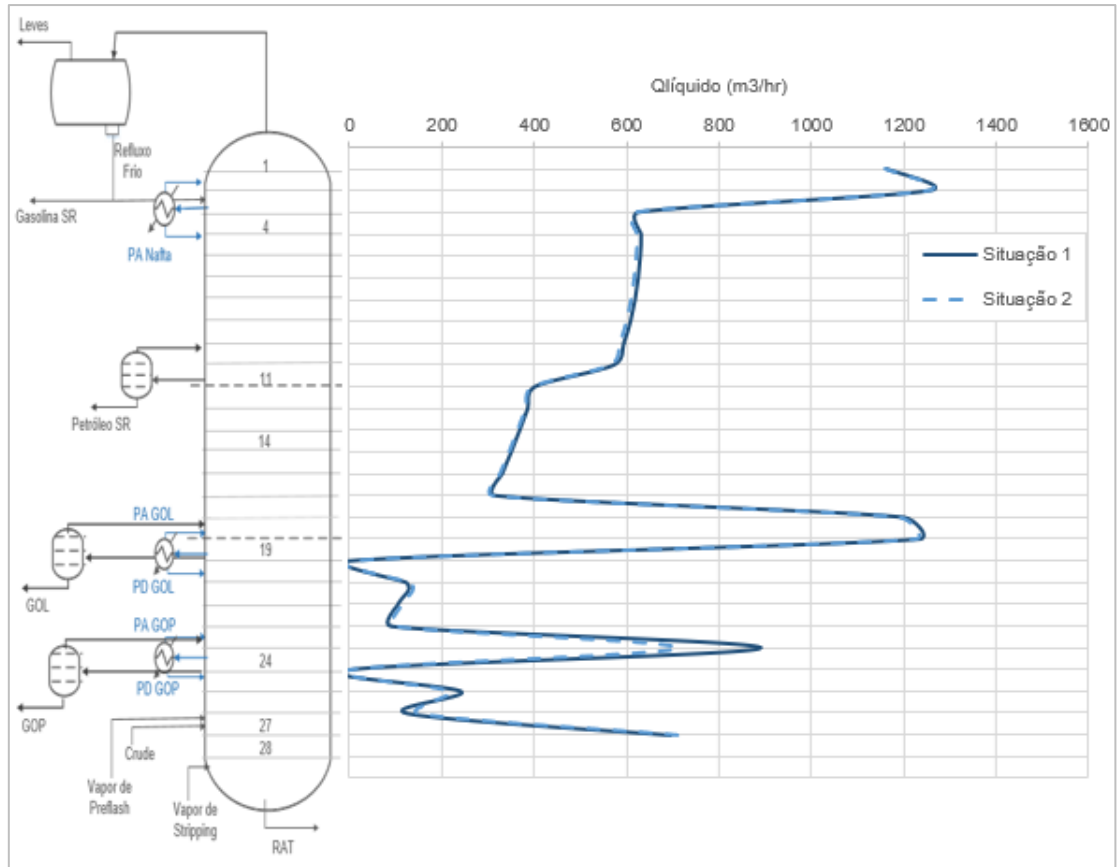


Figura 4.27 Perfil de líquido na CDU em operação com PD quente vs PD frio.

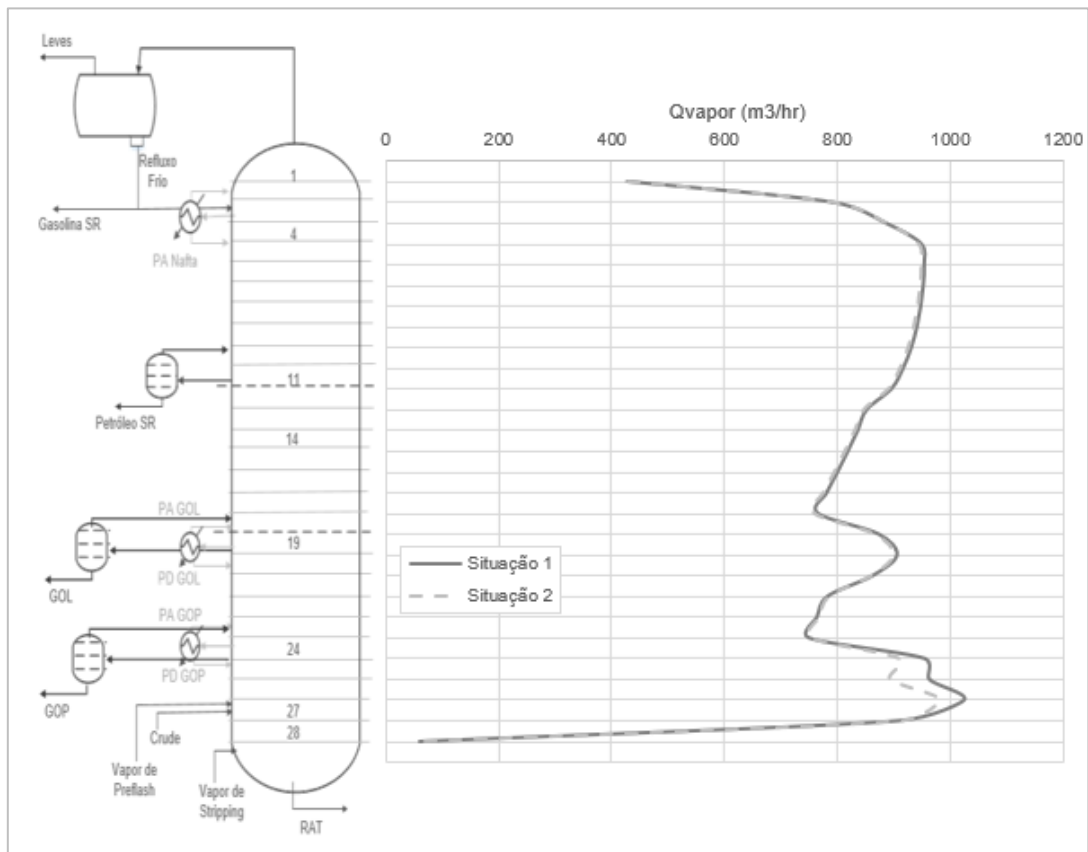




Figura 4.28 Perfil de vapor na CDU em operação com PD quente vs PD frio.

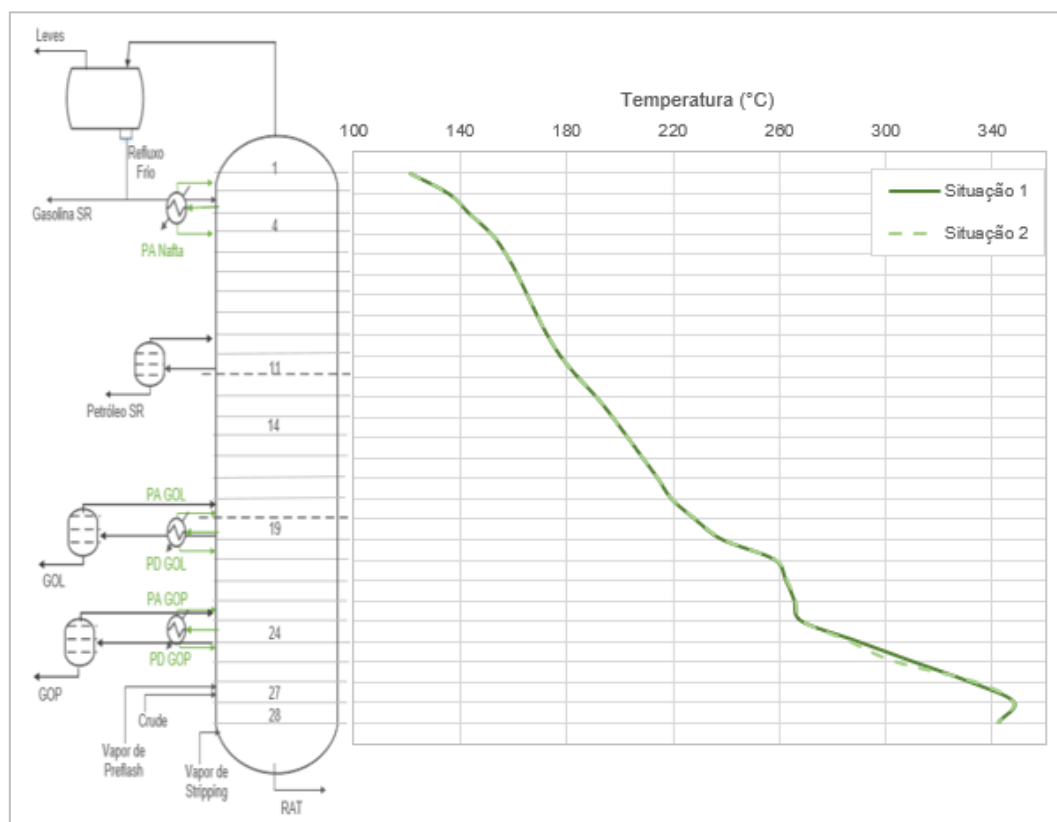


Figura 4.29 Perfil de temperatura na CDU em operação com PD quente vs PD frio.

Analisando o perfil de líquido e de vapor na coluna, verifica-se que em ambos os casos há uma ligeira diminuição do caudal de líquido e de vapor na situação 2, desde o topo da coluna até à zona de extração de gasóleo ligeiro. Esta diminuição é justificada pelo facto de que, o pumpdown de retorno frio diminui a temperatura muito perto da zona de flash, como é possível observar na Figura 4.29, diminuindo a quantidade HC leves vaporizados que deveriam subir ao longo da coluna, o que consequentemente, faz com que a menor quantidade de leves ascendentes que ao longo da coluna entram em contacto com os refluxos externos frios, logicamente se traduza numa condensação de menor quantidade, diminuindo o caudal de líquido descendente. Particularmente na Figura 4.28, verifica-se que entre o prato 27 e o prato 24, evidência uma diminuição mais significativa do caudal de vapor, o que significa, efetivamente, que a entrada de uma corrente externa fria na zona de esgotamento provoca um efeito na vaporização dos HC mais leves, o que consequentemente, leva a uma perda de HC para resíduo atmosférico.



Situação 1: Benefícios económicos

Conclui-se com a análise dos resultados obtidos que, efetivamente a operação com o pumpdown de gasóleo pesado com retorno quente, minimiza a quantidade de HC leves presentes no resíduo atmosférico, tornando-se desta forma interessante quantificar o lucro obtido com esta implementação.

Relembrando, na Figura 4.5, observou-se uma perda de 0,7% no rendimento de RAT e de 0,3% no rendimento de gasolina SR, justificado pelo aumento de 1% no rendimento de GOL. Para o cálculo dos benefícios foi necessário normalizar a carga total das duas situações à carga real, com 1215 ton/hr, e posteriormente, quantificadas as perdas de rendimento de gasolina SR e RAT para GOP, apresentadas na Tabela 4.11, comparando os preços médios anuais de 2018 para os produtos analisados, detalhados no anexo A 3.

Tabela 4.11 Cálculo do ganho de rendimento de GOP em milhões de euros anuais da operação com pumpdown de GOP quente.

Produtos	Δ €/Ton	Δ Ton/hr	M€/ano
Gasolina SR	24,8	3,2	0,7
RAT	177,6	7,9	11,8
Ganho em GOP M€/ano			12,5

Conclui-se que o aumento de 1% do rendimento de gasóleo pesado na situação 1, traduz-se num ganho anual de 11,1 toneladas, que equivale a um benefício de 12,5 milhões de euros.





5. Conclusões e trabalho futuro

Atualmente, a indústria química enfrenta na Europa, o crescente cumprimento de regulamentos rigorosos e exigentes, o que obriga, à tomada de medidas que visam o aperfeiçoamento dos processos já existentes para o fabrico de produtos de alto valor acrescentado, aos quais acrescem os objetivos de redução dos custos de operação e aumento da margem de negócio. Do exposto, torna-se fulcral a criação de modelos de simulação que permitam estudar as unidades e analisar alternativas que visam a otimização do desempenho dos processos de refinação.

Uma das principais contribuições deste trabalho relaciona-se com as potenciais vantagens do uso de simuladores rigorosos em processos complexos de relevância industrial, que representam uma ferramenta de monitorização e *troubleshooting* para os engenheiros de processo.

O desenvolvimento de um modelo rigoroso de simulação prato-a-prato de uma unidade de destilação de crude é entendida como uma tarefa complexa, decorrente do elevado número de graus de liberdade e da complexidade das interações entre as unidades individuais. Ao longo do trabalho, surgem desafios adicionais em consequência da complexidade de construção e configuração do modelo e do fecho do balanço mássico e energético.

Inicialmente, a metodologia incidiu na calibração do modelo, utilizando 1 caso real de operação da unidade de destilação atmosférica, com o propósito de obter uma configuração que reproduzisse eficientemente as condições reais, com menor erro possível. Posteriormente, o modelo calibrado foi submetido a outros 6 casos distintos, com o objetivo de analisar a capacidade da simulação prever variadas condições.

Concluiu-se que o modelo prato-a-prato construído, prevê com qualidade diversos casos de operação, contanto com 2 de crude *sweet* e 6 de crude *sour*, com quantidades de carga distintas, dando flexibilidade operacional ao modelo. O modelo de simulação reproduz conjuntos de dados de forma eficiente e com qualidade, apresentando ajustes muito próximos aos dados reais. O erro cumulativo relativo calculado encontra-se entre 7,2 e 1,2.

Este modelo válido confere a possibilidade de uma monitorização aprofundada da performance da coluna real e o estudo e análise de estratégias interessantes a implementar na refinaria, sem que seja necessário recorrer a unidades piloto com custos associados.

Relativamente ao caso de estudo que incidiu sobre a análise de operar com a alimentação dos vapores de *preflash* ao prato 12, ao invés do prato 27 como atualmente realizada, concluiu-se que os benefícios desta alteração são amplos, tanto a nível de poupança energética como de melhoria do fracionamento da coluna. Esta situação permite uma diminuição da temperatura de extração do crude de cerca de 8°C, traduzindo-se numa diminuição de energia fornecida ao forno



de 8 Gcal/hr, que representa uma poupança em combustível, no caso gás natural, de 2,6 milhões de euros por ano. Relativamente aos rendimentos, verificou-se uma perda de rendimento de petróleo SR e de resíduo atmosférico justificada por um ganho no rendimento de GOP equivalente a 3,2 M€/ano.

A estratégia de condução do *splitter* de naftas deve ser alterada para apenas 2 cortes, justificada pelo ganho em gasolina, sacrificando o corte de nafta média cujo o lucro quantificado é cerca de meio milhões de euros anuais.

A ferramenta optimizer utilizando o algoritmo *Xpress-SLP*, permitiu determinar quais as condições ótimas de operação que permitem minimizar o arrastamento de HC leves para RAT, aumentando o caudal de vapor de *stripping* para 21Ton/hr como também a temperatura de extração do crude do forno 354°C, o aumento do PA de GOP e a diminuição dos restante refluxos externos da coluna. Estas condições permitem a diminuição de 0,8% no rendimento de resíduo atmosférico, tornando-o mais pesado, com menor concentração de HC leves na sua constituição.

O estudo das condições ótimas de operação do pumpdown de GOP revelaram que este deve continuar a ser operado com retorno quente à coluna, tendo em conta que se traduz no aumento de 1% do rendimento em gasóleo pesado, sem prejudicar o fracionamento global da coluna. Esta melhoria equivale a um lucro anual de 12,5 milhões de euros.

Trabalho Futuro

Atualmente, a simulação está a expandir-se para as operações. A grande vantagem de ter uma ferramenta ativa de monitorização e *troubleshooting* centra-se não só na possibilidade de obtenção de previsões sobre o comportamento dos processos quando submetidos a determinados testes, como também, permite monitorizar análises prescritivas em tempo real e testar a manutenção preditiva para otimizar o seu desempenho. Nesse sentido, seria interessante conseguir com que simulação receba-se os dados da RTDB (*real time database manager for time critical applications*) da refinaria, de modo a ser possível receber e interpretar os dados operacionais em tempo real.

As unidades de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina SR contam com a integração energética dos seus equipamentos, sendo que os produtos quentes das colunas são utilizados para o pré-aquecimento da carga. Futuramente, para uma análise integrada das unidades faria todo o sentido adicionar todo o *trem* de permuta existente e integrar energeticamente a simulação.

A destilação de vácuo permite a separação do resíduo atmosférico em vários produtos valorizáveis e uma vez implementada neste modelo de simulação permitiria uma análise completa desta primeira etapa de separação da refinaria.



6. Referências Bibliográficas

- [1] C.Y.Foo, D. and Elyas, R. (2017). Introduction to Process Simulation, Chapter 1. University of Nottingham Malaysia Campus: Elsevier Inc., pp.3 - 10.
- [2]<https://www.statista.com/statistics/262858/change-in-opec-crude-oil-prices-since-1960/>
 acessado a 26 de Fevereiro de 2019, às 16h32.
- [3]<https://www.galp.com/corp/pt/sobre-nos/o-que-fazemos/refinacao-distribuicao/aprovisionamento-refinacao-e-logistica>, acessado a 25/03/2019
- [4] Alves, Ana Maria; Azevedo, Edmundo Gomes de; Engenharia de processos de Separação, IST Press, 1st edition, Lisboa, 2009.
- [5] AN INTRODUCTION TO PETROLEUM REFINING AND THE PRODUCTION OF ULTRA LOW SULFUR GASOLINE AND DIESEL FUEL. (2019). The international council on clean transportation. Available at:
https://theicct.org/sites/default/files/publications/ICCT05_Refining_Tutorial_FINAL_R1.pdf,
 acessado a 7/08/2019.
- [6] Fahim, M., Al-Sahhaf, T., Lababidi, H. and Elkilani, A. (2009). Fundamentals of Petroleum Refining. Burlington: Elsevier.
- [7] Documentos de apoio das aulas de indústrias Químicas e Bioquímicas, Professora Isabel Fonseca,
- [8] Riazi, M.R.; Characterization and Properties of Petroleum Fractions Vol.1, 1st Ed., ASTM International, 2005.
- [9] Kanna, D., James, A., V M, J., Kurian, T. and C M, V. (2017). ASTM Distillation D86: A Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products. In: *International Refereed Journal of Engineering and Science* (IRJES), 6th ed. pp.23-26.
- [10] G. SPEIGHT, J. (2002). Handbook of Petroleum Product Analysis. New Jersey: A JOHN WILEY & SONS, INC., PUBLICATION.
- [11] J. Hookey, G. (1999). ASTM STANDARD D4052: "STANDARD TEST METHOD FOR DENSITY AND RELATIVE DENSITY OF LIQUIDS BY DIGITAL DENSITY METER.". WASHINGTON, D.C.: NATIONAL TRANSPORTATION SAFETY BOARD, pp.688-689.
- [12] Kister, H. (2013). Distillation design. New York: McGraw-Hill.



- [13] W. Sloley, A. (2014). Atmospheric Distillation Process Fundamental Concepts. *Prepared for Presentation at the American Institute of Chemical Engineers 2014 Spring Meeting*. New Orleans, LA, March 30 - April 3, pp.1-20.
- [14] Liu, J. (2012). PREDICTING THE PRODUCTS OF CRUDE OIL DISTILLATION COLUMNS. Master. School of Chemical Engineering and Analytical Science, University of Manchester.
- [15] Documento Galp – Manual Introdutório da Unidade de Destilação Atmosférica
- [16] Documento Galp – Manual Operatório da Unidade de Destilação Atmosférica
- [17] Power Point Desafios Operacionais – Destilação Atmosférica 2016, Galp.
- [18] Documento Galp – Manual Introdutório da Unidade de Fracionamento de Gasolina SR
- [19] P&I da Unidade de Fracionamento de Gasolina SR da Refinaria de Sines, Galp
- [20] Documentos Galp – Manual Operatório da Unidade de Fracionamento de Gasolina SR
- [21] Pannocchia, G., Gallinelli, L., Brambilla, A., Marchetti, G. and Trivella, F. (2006). RIGOROUS SIMULATION AND MODEL PREDICTIVE CONTROL OF A CRUDE DISTILLATION UNIT. *International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, pp.635 - 640.
- [22] <https://www.chemengonline.com/understanding-the-digital-twin/>, acedido a 10/06/2019.
- Engineering, John Wiley & Sons, New York.
- [23] Gonçalves, D. D.; Martins, F. G.; de Azevedo, S. f. (2010). Dynamic simulation and control: application to atmospheric distillation unit of crude oil refinery, *Proceedings of the 20th European Symposium on Computer Aided Chemical Engineering*, 36-52.
- [24] Dave, D.J.; Dabhiya, M. Z.; Satyadev, S.K.; Ganguly, S. (2003). Online tuning of a steady state crude distillation unit model for real time applications, *Journal of Process Control*, Vol. 13, No. 3, 267-282.
- [25] Sotelo, D., Favela-Contreras, A., Lozoya, C., Beltran-Carbajal, F., Dieck-Assad, G. and Sotelo, C. (2019). Dynamic Simulation of a Crude Oil Distillation Plant Using Aspen-HYSYS®. *International Journal of Simulation Modelling*, 18(2), pp.229-241.
- [26] Pannocchia, G., Gallinelli, L., Brambilla, A., Marchetti, G. and Trivella, F. (2006). RIGOROUS SIMULATION AND MODEL PREDICTIVE CONTROL OF A CRUDE DISTILLATION UNIT. *International Symposium on Advanced Control of Chemical Processes*, Gramado, Brazil, pp.635-640.
- [27] Parthiban, R., Nagarajan, N., Mahendra Kumaran, V. and Senthil Kumar, D. (2013). Dynamic modelling and simulation of crude fractionation column with three side strippers using Aspen



- HYSYS Dynamics: A best practice for crude distillation column dynamic modelling. *Journal of Petroleum and Gas exploration Research*. [online] 3 July, pp.31-39. Available at: <http://www.interestjournals.org/JPGER>
- [28] Petro-SIM™, User Manual Version 6.2, KBC.
- [29] <https://www.kbc.global/software/simulation-and-optimization>, acessado a 21/05/2019.
- [30] [Documento KBC] T2T Training Slide Pack v7
- [31] Henley, E. J. e Seader, J. D. (1981). Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering, John Wiley & Sons, New York.
- [32] Haydary, J.; Pavlik, T. (2009). Steady-state and dynamic simulation of crude oil distillation using Aspen Plus and Aspen Dynamics, *Petroleum & Coal*, Vol. 51, No. 2, 100-109.
- [33] Patrascioiu, C. and Jamali, M. (2018). Crude Distillation Process Simulation Using Unisim Design Simulator. *World Academy of Science, Engineering and Technology International Journal of Chemical and Molecular Engineering*, pp.340-346.
- [34] Gutierrez, J., Benítez, L., Ruiz, L. and Erdmann, E. (2014). Thermodynamic Properties for the Simulation of Crude Oil Primary Refining. *Int. Journal of Engineering Research and Applications*, [online] pp.190-194. Available at: <http://www.ijera.com>.
- [35] Carlson, E. (1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*, pp.35-46.
- [36] A. Gadalla, M., Y. Abdelaziz, O., A. Kamel, D. and H. Ashour, F. (2015). A rigorous simulation-based procedure for retrofitting an existing Egyptian refinery distillation unit. In: www.elsevier.com/locate/energy. Cairo: Elsevier.
- [37] Liu, Y., Chang, A. and Pashikanti, K. (2019). Atmospheric of Crude Distillation Unit (CDU). In: *Petroleum Refinery Process Modeling: Integrated Optimization Tools and Applications*, 1st ed. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA., pp.59-105





7. Anexos

A 1 – PetroSIM™ | Seleção do modelo termodinâmico

Como referido na secção de seleção do modelo termodinâmico 3.1, no desenvolvimento um modelo de simulação, é importante assegurar que as propriedades termofísicas dos componentes puros e das misturas são estimados adequadamente. De facto, a seleção do modelo adequado é um dos passos mais importantes que afeta a performance da simulação e a viabilidade dos resultados.

O *software* PetroSIM™ disponibiliza uma vasta gama de modelos termodinâmicos de previsão que permitem prever propriedades de misturas desde sistemas de HC leves bem definidos a misturas complexas de modelos não ideais.

Quando se trata de aplicações na área da petroquímica, em particular para a modelação de uma coluna de destilação atmosférica de crude o pacote de propriedades amplamente recomendado e utilizado é a equação de estado de Peng-Robinson.

A equação geral de PR corresponde a uma modificação da equação de Soave-Redlich-Kwong (SRK) que consegue uma aproximação mais precisa do equilíbrio líquido-vapor. Ambos os métodos contêm parâmetros de interação binária (k_{ij}) aprimorados para todas as possíveis interações entre pares de hidrocarbonetos), como também para a maioria das interações HC e não HC [28,34].

Embora a equação de Soave-Redlich-Kwong (SRK) também forneça resultados comparáveis ao PR em muitos casos, sabe-se que sua faixa de aplicação é significativamente limitada e não é tão confiável para sistemas não ideais. Por exemplo, não deve ser usado para sistemas com CH₃OH ou glicóis. Relativamente à gama de aplicação de temperatura e pressão o método de PR tem uma gama muito maior que o de SRK, como descrito na Tabela 7.1.

Tabela 7.1 Gama de temperatura e pressão admitida para o método de PR e de SRK [28].

Método	Temperatura (°C)	Pressão (kPa)
PR	> - 271	<100
SRK	> -143	<35



Existem variados aprimoramentos da equação original visando estender a aplicabilidade do método e aperfeiçoar a qualidade de previsão para alguns sistemas não-ideias. Na Tabela 7.2 estão descritas as equações de estado que definem o método de Peng Robinson.

Tabela 7.2. Equações de estado do modelo de Peng Robinson [28].

Peng Robinson, PR
$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)}$
$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0$
$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i$
$b_i = 0,077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$
$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0,5} (1 - k_{ij})$
$a_i = a_{ci} \alpha_i$
$a_{ci} = 0,457235 \frac{R^2 T_{ci}^2}{P_{ci}}$
$\alpha_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0,5})$
$m_i = 0,37464 + 1,54226 w_i - 0,269926 w_i^2$
$A = \frac{aP}{(RT)^2}$
$B = \frac{bP}{RT}$



A 2 – Unidades de Destilação Atmosférica e Fracionamento de Gasolina

Este conteúdo foi retirado por questões de confidencialidade.



A 3 – Optimizer

Este conteúdo foi retirado por questões de confidencialidade.



A 4 – Condições ótimas de operação do pumpdown de gasóleo pesado

Este conteúdo foi retirado por questões de confidencialidade.

A 5 – PFD's dos modelos de simulação das unidades de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina

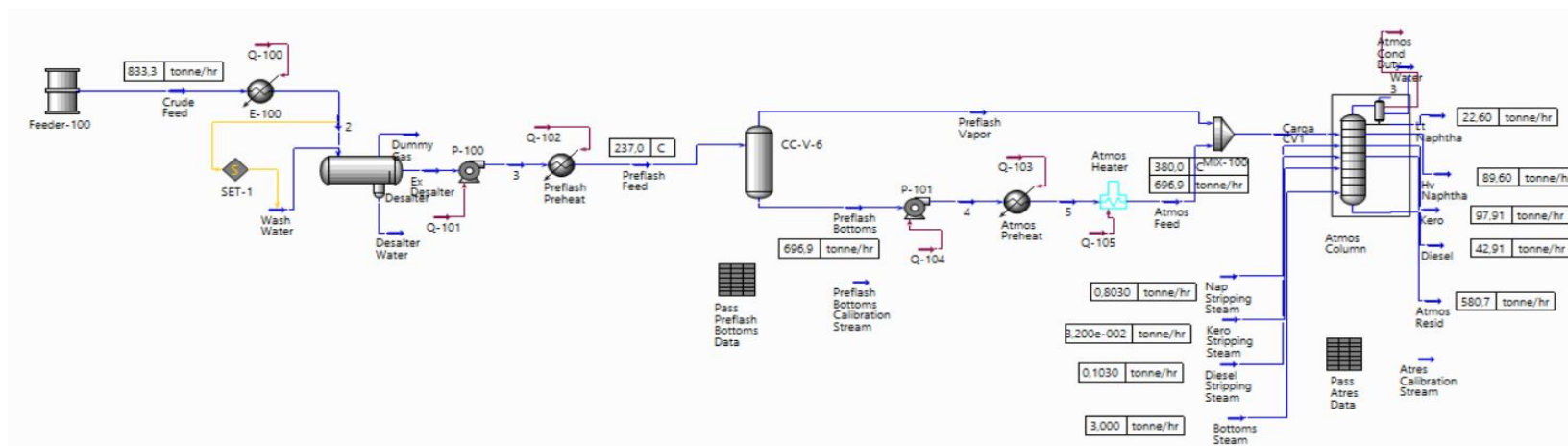


Figura 7.1 PFD do modelo de simulação T2T base fornecido pela KBC de uma unidade de destilação atmosférica, PetroSIMTM.

PFD do modelo de simulação das unidades de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina SR

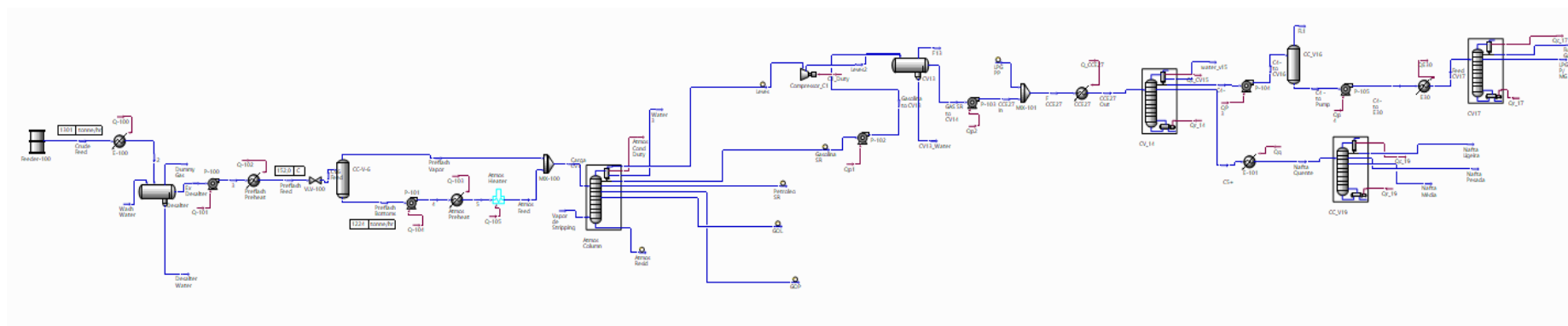


Figura 7.2 PFD do modelo de simulação das unidades de destilação atmosférica e de fracionamento de gasolina SR, PetroSIM™.